



TITLE:

石炭ガス化複合発電乾式ガス精製
における高温セラミックフィルタ
に関する研究(Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

伊藤, 茂男

CITATION:

伊藤, 茂男. 石炭ガス化複合発電乾式ガス精製における高温セラミック
フィルタに関する研究. 京都大学, 1998, 博士(工学)

ISSUE DATE:

1998-05-25

URL:

<https://doi.org/10.11501/3138650>

RIGHT:

石炭ガス化複合発電乾式ガス精製における
高温セラミックフィルタに関する研究

平成10年

伊藤 茂 男

目 次

第1章 序 論	1
1.1 はじめに	1
1.2 タービンプレードの摩耗と腐食	3
1.3 高温集塵装置の開発現状	4
1.3.1 慣性集塵	5
1.3.2 電気集塵	7
1.3.3 粒子充填層	10
1.3.4 繊維充填層	11
1.3.5 流動層集塵	12
1.3.6 その他	12
1.4 セラミックフィルタに関する既往の研究	13
1.4.1 多孔質セラミックフィルタの形式	14
1.4.1.1 キャンドルフィルタ	14
1.4.1.2 軽量キャンドル	16
1.4.1.3 内面濾過チューブフィルタ	16
1.4.1.4 積層構造フィルタ(クロスフローフィルタ)	17
1.4.1.5 ハニカム型フィルタ	17
1.4.2 フィルタの材料	18
1.5 高温集塵の試験状況	19
1.6 本研究の目的と構成	19
References	26
第2章 石炭ガスのダスト性状とフィルタ捕集ダスト層の圧力損失	34
2.1 緒言	34
2.2 実験装置	34
2.2.1 高温高圧実験装置	34
2.2.2 コールド実験装置	39
2.3 実験結果および考察	40
2.3.1 フィルタの捕集性能とフィルタ内へのダスト侵入	40

2.3.2	ダスト濃度と粒径分布	41
2.3.3	捕集ダスト層の圧力損失とダスト性状	47
2.4	本章の結論	54
	Nomenclature	55
	References	56
第3章	セラミックフィルタの逆洗特性	57
3.1	緒言	57
3.2	逆洗システムの実験装置	59
3.2.1	Off-line逆洗実験装置	60
3.2.2	パルスジェット逆洗実験装置	62
3.3	逆洗効果の実験結果と考察	64
3.3.1	ダスト層の払い落とし応力	64
3.3.2	コールド実験における逆風逆洗	65
3.4	圧力変動の数値解析	68
3.4.1	シミュレーションモデル	69
3.4.2	実験装置	72
3.5	結果および考察	72
3.5.1	Off-line逆洗における圧力変動	72
3.5.2	シミュレーション結果と実験結果の比較	75
3.5.3	高温集塵における圧力損失の変動	77
3.6	本章の結論	85
	Nomenclature	85
	References	87
第4章	パルスジェット逆洗の解析	88
4.1	緒言	88
4.2	フィルタ内の一次元流れとパルスジェット逆洗のモデル化	88
4.2.1	フィルタ内の一次元流れ解析	88
4.2.2	パルスジェット逆洗圧のシミュレーションモデル	91
4.3	実験装置	95

4.3.1	フィルタ内の一次元流れ	95
4.3.2	On-line pulse jet逆洗実験装置	96
4.4	実験結果と考察	99
4.4.1	フィルタ内の一次元流れ	99
4.4.2	パルスジェット逆洗流の特性	100
4.5	本章の結論	109
	Nomenclature	110
	References	112
第5章	フィルタの耐久性評価手法に関する考察	113
5.1	緒言	113
5.2	耐久性評価手法	114
5.2.1	ベースライン圧力損失とフィルタ寿命	114
5.2.2	ベースライン圧力損失の評価手法	115
5.3	実験装置	116
5.3.1	要素実験装置	116
5.3.2	高温高圧実験装置	121
5.4	実験結果	122
5.4.1	フィルタのベースライン圧力損失	122
5.4.2	ベースライン圧力損失の上昇特性	125
5.4.3	耐久性の評価	127
5.5	本章の結論	129
	Nomenclature	130
	References	131
第6章	フィルタの燃焼再生	132
6.1	緒言	132
6.2	実験装置および方法	132
6.2.1	石炭チャーの着火特性	132
6.2.2	フィルタの燃焼再生	134
6.3	実験結果および考察	135

6.3.1 石炭チャーの着火温度	135
6.3.2 フィルタの燃焼再生	137
6.4 本章の結論	140
Nomenclature	140
References	141
第7章 結 論	142
Appendix-A 捕集ダスト層の圧力損失上昇	145
Appendix-B 逆洗時の集塵装置内の圧力上昇	146
Appendix-C パルスジェット逆洗の逆洗差圧	147
本研究に関連する既発表論文	151
謝 辞	153

第1章 序 論

1.1 はじめに

エネルギー資源に恵まれず、その大半を海外に依存している我が国では、石炭は経済性に優れ安定供給が可能なエネルギー資源として、大きく期待されている。しかし、最近の地球温暖化問題に対する世界的な関心の高まりなどから、今後石炭利用の拡大を図って行くためには、発電効率の向上によって炭酸ガスの排出をできるだけ抑制していくことが必要である。このためガスタービンと蒸気タービンを組み合わせた複合サイクル発電の利用が進められており、石炭を利用したものでは、**Fig. 1.1**に示す加圧流動床燃焼複合発電PFBC(Pressurized Fluidized Bed Combustion)、PFBCの発展型と位置づけられるトッピングサイクル、石炭をガス化する石炭ガス化複合発電IGCC(Integrated Coal Gasification Combined Cycle)、さらに石炭直接燃焼ガスタービンシステムDCFT(Direct Coal Fueled Gas Turbine System)の検討が進められている。このうちエネルギー効率と環境保全性により優れたIGCCは、我が国の次世代火力発電方式として重要な位置づけにあり、空気吹きガス化炉と乾式クリーンアップの組み合わせでは発電効率は43%程度と試算され、従来の微粉炭火力の37~38%に比べて発電効率で約6%の向上、炭酸ガス排出量は10数%削減できると期待されている¹⁾。

IGCCでは石炭を空気、酸素、水蒸気などを用いてガス化し、ガス化炉直後でサイクロンにより未反応のチャーを回収してガス化炉へリサイクルする。その後、石炭ガスの精密集塵、脱硫を行った後、石炭ガスを燃焼させてガスタービン発電を行い、次いでガスタービン排ガスの熱を蒸気で回収し、蒸気タービン発電を行う。このガス精製はガスタービン上流で行う必要があり、タービンプレード保護と環境保全の両面からその要求性能が決まる。ガス精製の圧力はガス化圧力に依存するが、温度は配管材料や脱硫方式、熱効率などに基づいて定められ、発電効率の向上のためには高温化が望ましい。従って、高温集塵の実現性は発電システムの成否を決める決定的要因となるが、ガス精製条件は、国外では脱硫方式との組み合わせで決定されることが多く、オランダBuggenumにおける世界最初のIGCC実証プラントではアミン系の吸収剤を用いる湿式脱硫を採用したため集塵装置はセラミックキャンドルフィルタを用いて比較的低い温度の230℃程度に設定されている^{2,53)}。また乾式脱硫を採用してZinc FerriteやZinc Titanateを用いる場合には、ガス精製温度は500-650℃程度に設定されることが多い^{3, 4)}。我が国では、ガス化圧

力は25気圧、ガス精製温度は配管に炭素鋼を用いることから400℃程度に設定され、そのため乾式脱硫剤には酸化鉄が用いられている。

このように発電分野では集塵温度の高温化が進められているが、電気事業以外でも集塵温度の高温化が進められている分野が見られる。例えば製鉄では高炉炉頂ガスを用いたガスタービン発電の効率向上のため、従来のスクラバーから乾式集塵装置への転換が試みられている⁵⁴⁾。また原子力発電所の低レベル放射性廃棄物の焼却処理ではセラミックフィルタが用いられ、300℃程度の集塵^{55,56,57)}から、炉内にセラミックフィルタを設置し、未燃炭素分を捕集して完全燃焼を図る700-900℃の集塵⁵⁸⁾が実用されている。しかしながら、集塵条件や要求性能は発電プラントとは大きく異なっており、そこでの知見を発電用の集塵装置に適用することは困難である。化学プロセスなどでは腐食性ガスを含まない環境では、以前から高温用の金属フィルタが採用されているようである。

集塵温度の高温化が進められる一方で、低温化が要求されている分野もある。一般廃棄物の焼却プロセスでは、300℃付近で運転される集塵装置内でダイオキシンが生成する⁵⁹⁾ことが報告されて以来、集塵温度の低温化とバグフィルタの採用が進められるようになってきている。ゴミ焼却プロセスでは排ガス中の水蒸気濃度が高く⁶⁰⁾、また脱塩等のために投入されたCaが反応してできたCaCl₂などの吸湿性のダストのため⁶¹⁾、比較的高温の電気集塵器を使用することが多かったが、ダイオキシン対策は従来のゴミ焼却プロセスの集塵システムを大きく変えようとしている。

さてIGCCの集塵装置に要求される性能は、ガスタービン保護を主目的として、出口濃度10mg/m³N以下とされることが多いが、タービンの製造元によって多少異なり、粒径別の制限を設けたりすることもある⁵⁾。PFBCではガスタービンの入口温度が850℃程度とIGCCのガスタービン温度に比べて低く、腐食よりもダストによるタービンの摩耗が中心問題となるため、耐摩耗性を上げた材質を使い高ダスト仕様のタービンとしてサイクロンで対処しようとする動きがある⁶⁾。しかしながらIGCCでは1300℃級のガスタービンを対象としており、タービンの摩耗のみならずタービン上へのダストの付着によるバランスの変化、付着ダストから生じる腐食が問題となるため、PFBCのような高ダスト仕様のガスタービンは用いられず、高性能の集塵装置が必要となる。IGCCの集塵装置の入口ダスト濃度は、ガス化方式、炭種、ガス化条件、チャー回収システムによって大きく異なり、濃度としては1g/m³N以下から数十g/m³N、平均粒径では1μm以下から20μm程度までの幅がある。将来的には石炭ガス化ガスを燃料電池発電の燃料として使う計画があり⁷⁾、その時にはさらに高い集塵性能が要求される。現在このような条件に適用できる方式と

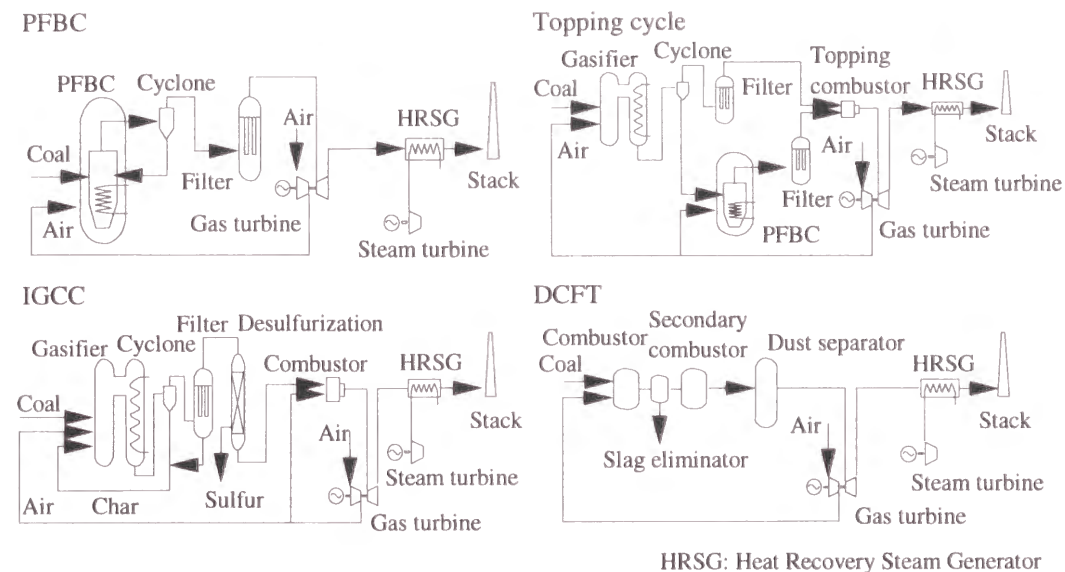


Fig. 1.1 Schematic representation of advanced coal-based power generation systems

して、多孔質セラミックフィルタ、セラミックバグフィルタ、粒子充填層集塵器、電気集塵器などが開発中であるが、いずれの方式を採用するにしろ、ガスタービン許容値を満足する集塵性能、信頼性、運転操作性に優れている必要がある。

1.2 タービンブレードの摩耗と腐食

ガスタービンに粒子が流入した場合の問題を系統的に研究した結果で一般に公表されているものは少ないが、比較的大きい粒子によるタービンブレードのエロージョンと、微粒子の付着によるバランスの変化と腐食が主な問題とされる⁵⁾。そのため、翼形状を変更してエロージョンを抑制する研究や、タービンへのダストの付着や腐食を最小にするために、粒子の付着とそれによる腐食機構の検討がなされている。

Wagerら⁸⁾は粒子のStokes数や密度が増加するほど静翼のエロージョンが進むが、粒径が大きいほどエロージョンが進むとは限らず25μm程度の粒子の影響が大きいこと、また静翼よりも動翼でのエロージョンが大きいことを報告している。McMahonら⁹⁾は粒子の付着機構について検討しており、未燃炭素が多いとガスタービンの高温部での付着が増すとし、この理由を次のように説明している。

- ・炭素分が多いとダスト粒径が大きくなり、ダストの質量流量、衝突頻度が増えて表面温度が高くなる。
- ・炭素の酸化で局所的に還元雰囲気となり、灰分の融点が下がる。

・ガスタービン低温部では、付着した灰を炭素分が削り落とすため、付着量が低下する。

Laganら¹⁰⁾は、瀝青炭にAluminosilicate添加剤を加えて、ガスタービン第1段を想定した灰の付着性試験を行った。その結果、添加剤によって付着物層に細孔ができ剥がれやすくなること、衝突板の温度を下げると付着力が低下すること、未燃炭素が増えると付着係数は小さくなるがいったん付着した後の付着力は増加し、付着量は溶融粒子と固体粒子の侵食のバランスによるとしている。

タービンプレードの腐食はアルカリによるものが懸念されており、Rothら¹¹⁾は、Fig. 1.2に示す以下のような機構を考えている。

・プレードに腐食性の塩が付着すると、最初に塩から酸素イオンが分離してアルミナリッチのスケールと反応し、アルミナを溶解させる。

・次いで塩と基材の反応が起こり、酸化物、硫化物や、さらに多くの酸素イオンを発生して、基材を保護するはずの酸化物スケールの形成を阻害する。

Rothらは腐食の主因は硫酸ナトリウムと考えているが、高温下では融点以下の温度であっても硫酸カルシウムの影響があることを指摘している。また低温域ではSO₃、Na硫酸塩と合金成分の組み合わせから低融点の共晶化合物を生成し、溶融塩腐食を生じさせるとの指摘も見られる。ガスタービンのアルカリ許容値はGE社による24ppbが目標値として使用されることが多いが、最近では5ppbとの報告もあり、確定されているわけではない。IGCCの集塵温度では、アルカリ蒸気のほとんどがダスト上に凝縮した状態であり、集塵性能を上げることでタービンの許容値を満たすことができると考えられる。しかしながら、PFBCの高温下の集塵では集塵性能を上げて許容値を達成できない可能性があり、アルカリ除去はその計測と同様、次期の研究開発課題に挙げられている。

1.3 高温集塵装置の開発の現状

これまでの発電プロセス用の高温集塵技術は、主にPFBCとIGCCを対象としてお

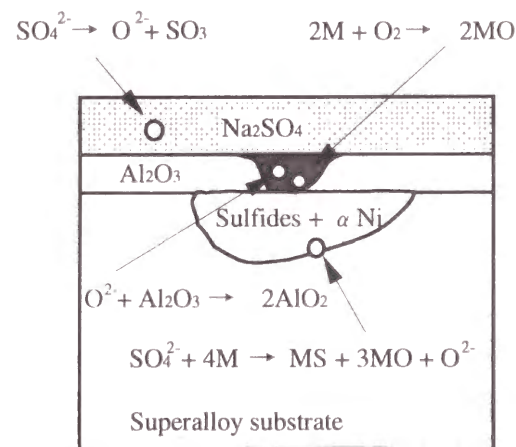


Fig. 1.2 Mechanism of turbine blade corrosion¹¹⁾

り、一部にDCFT用の開発が見られる。それぞれのプロセスにおける代表的な集塵条件をTable 1.1に示し、1.3.1節以降にセラミックフィルタを除く主な高温集塵方式の開発状況を、また1.4節ではセラミックフィルタの動向を述べる。

Table 1.1 Typical condition of high temperature and high pressure dust separation

	IGCC	PFBC	DCFT
Temperature [K]	620~920	1120	1170~1770
Pressure [MPa]	2~3	1~1.6	1~1.6
Gas condition	Reducing	Oxidizing	Oxidizing
Dust	Coal char	Coal combustion ash	Coal combustion ash
Average particle size [μm]	0.1~20	2~10 μm	

1.3.1 慣性集塵

(1) サイクロン

古くからある遠心力を利用した分離方式で、構造が簡単、小型にするほど集塵性能を向上できる。しかしながら大量のガスを処理する場合にはマルチ化が必要となり、圧力損失、コストの面で好ましくないため、IGCCでは通常はチャー回収系の粗集塵装置として用いられる。PFBCでは高ダスト仕様のガスタービン用にマルチサイクロンが検討されているが、サイクロン下部の閉塞が問題となっている¹²⁾。一方、DCFTでは溶融ダストを対象としており、再飛散が少ないため流入流速を上げて捕集性能を向上させると同時に、全体を小型化できる可能性がある。また粗粒子ほど捕集性能が高くなるので、音響凝集¹⁴⁾、¹⁵⁾、静電凝集¹⁶⁾、パルス燃焼¹⁷⁾などダストの凝集装置と組み合わせた方式も検討されている。さらにLimestoneを注入し、凝集核とすると同時に脱硫を行う試みもなされている¹⁸⁾。

Essen大学のWeberら¹⁹⁾はドイツ政府支援のプロジェクトのもとでDCFTの検討を行っているが、高温集塵用のサイクロンについて、実験室で常圧高温テスト、Dorstenの投入熱量1MWのDCFTテストプラント(ガス量1200~1400m³STP/h、7bar、1500℃)で高温高圧試験を行った。常圧高温試験では、1450~1530℃、入口ダスト濃度5g/m³STPで、出口濃度を20mg/m³STPまで下げており、50%カット径は1段サイクロンで1.5μm、2段サイクロン出口で0.5μmを達成している。また高温高圧テストでは、サンプリングの問題はあるが、非揮発性のダストに対して20~30mg/m³STPと

常圧下の試験と同様の性能を得ている。

(2) 慣性衝突分離器

流れ場を複雑に折り曲げると、ガス流れに追従できない粗粒子は、流線から離れて側壁に付着する。また粒子の一部は拡散によって壁まで運ばれ、ガスから分離される。従来、高性能集塵には使用されなかったが、溶融ダストでは再飛散が減るため、DCFTでは高い捕集性能を発揮する可能性がある。

米国Solar Turbines社のRobertsら^{20, 21)}は、低NO_x対策のためコンバスタを1次燃焼域と2次燃焼域に分けて、その中間にセラミックのロッドを立てPRIS(Particulate Rejection Impact Separator)と呼ぶスラグの衝突捕集を検討した。当初、SiCロッドを用いたが、灰中の鉄分とロッドに含まれるシリカの反応によって強度が低下し破損に到ったため、アルミナロッドに変更している。ロッドの支持には、試験では上下を固定したが、圧縮力が働いてロッドを破損する可能性があるので、下端を支持して上端は固定しない構造を考えている。

Weberら¹⁹⁾は、常圧高温下で慣性衝突分離の試験を行い、1400～1500℃の高温下で出口濃度10mg/m³_{STP}を達成している。**Fig. 1.3**に分離装置の形状を示すが、内部に多孔体のように複雑に折れ曲がった流路を有するFoam-like ceramicsが最も高い捕集性能を示したとしている。ただし、内部に捕集された溶融ダストの粘度が高く、排出が遅れて短時間で閉塞しており、また溶融ダストによる材料腐食が大きな課題となっている。

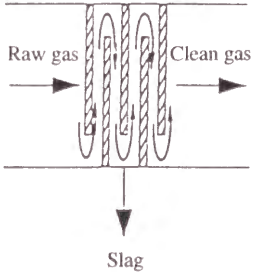
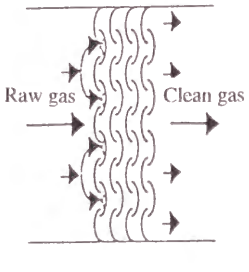
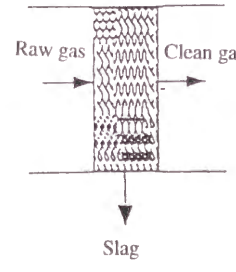
Separator	Parallel ceramic plate	Winding ceramic plate	Foam-like ceramics
Schematics			
Outlet dust	20mg/m ³	25mg/m ³	10mg/m ³
Temperature	1400～1500℃	1400～1500℃	1400～1500℃

Fig. 1.3 High temperature inertia separators tested at Essen Univ.¹⁹⁾

1.3.2 電気集塵

電気集塵器の高温高压下への適用は、ガスタービン保護を目的として1960年代に始まり、米国では**Table 1.2**に示すようにエネルギー省DOE(Department of energy)のバックアップで、Research-Cottrell社とDenver Research Instituteが主体となってテストを行った²²⁾。米国の研究では最高900℃、10気圧の条件下で、PFBCダストを用いて90～99.6%の捕集性能を達成したが、高温下では放電電圧が下がり、電流の増加がみられた。この原因はガス中のナトリウム、カリウム蒸気が影響したものと考えられた。また900℃以上でのコロナの安定性や電気集塵器の運転操作性については、未だデータが不足している。高温用の電気集塵器では、材料の選択がもう一つの問題であり、過去には電気集塵器内部に適した金属材料は得られなかった。しかしながら、ニッケル-クロム系合金の開発で酸化性雰囲気では982℃までの適用が可能となって、短期的にはその適性が確認されている。一方、CES社(Cottrell Environmental Sciences)はNYU(New York Univ.)のPFBCで**Fig. 1.4**に示す水平平板型の電気集塵器のテストを試みた。それまでのテスト装置は、小型であることと圧力容器に収容することから、堅型円筒捕集板を用いたものがほとんどであったが、NYUのテストでは大型化を考慮してスケールアップしやすい水平横置型が選ばれた。この設計では高压碍子が主流直上に置かれるため、その周囲を冷却コイルで囲んで空冷したが、自然対流による熱衝撃破損が生じて、結局試験は

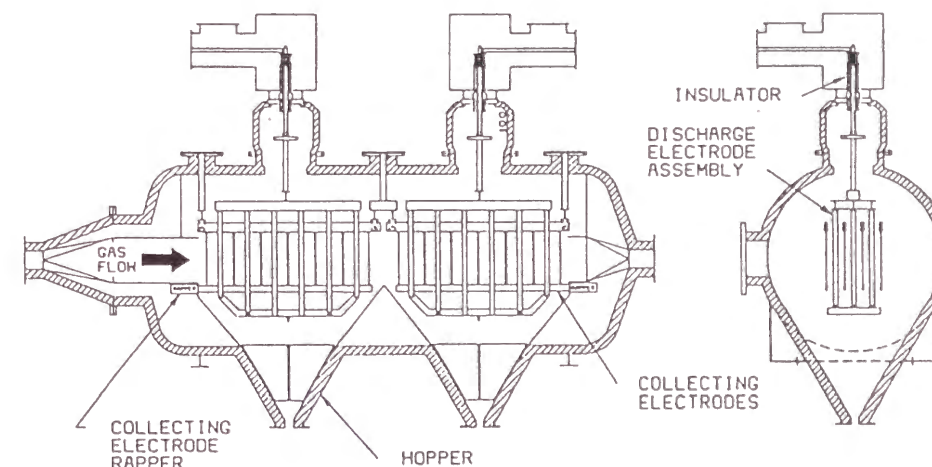


Fig. 1.4 Schematic of HTHP ESP tested at NYU

できなかった²³⁾。高圧碍子は熱衝撃が起きないように高温ガスから離して設置するほうが良いようで、最近の静電凝集装置では碍子の破損は生じていない。

ヨーロッパではドイツ政府の支援で Essen 大学と Lurgi 社によってテストされている。Riepe ら²⁴⁾によれば電気集塵に対する温度、圧力の影響は次のように述べられる。常圧下のコロナ放電では温度を上げると放電開始電圧が下がり、電圧を上げていくと放電電流が増えてやがてスパークする。ある温度以上ではコロナ放電が起こらずいきなりスパークしてしまい、電気集塵は不可能となる。また高圧になるとコロナ放電開始電圧はスパーク電圧とともに上昇し、高温下でもコロナ放電が安定する。低温高圧、高温低圧ではスパーク電圧

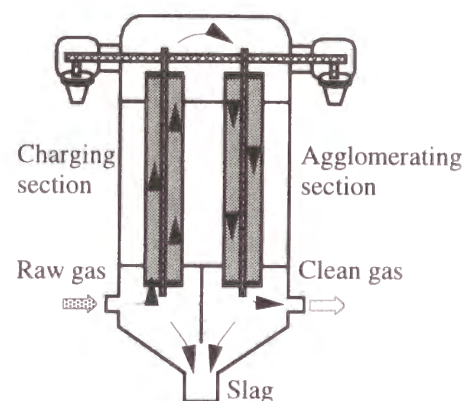


Fig. 1.5 Electrostatic agglomerator

とコロナ開始電圧の差が小さく、電気集塵が難しくなる。一方、粒子移動速度は高温高圧下でもあまり低下しないため、集塵性能は維持できると考えられる。従って、電気集塵器の適性は、低温低圧下または高温高圧下となる。ところで最近、Weber らは 700℃ 以上の高温下ではコロナ放電が起こらなくても熱電子が放出されることを見だし¹⁹⁾、コロナ放電がなくても集塵性能はそれほど低下しないことが分かってきた。現在これ以上の報告はなされていないが、NYU における PFBC 用の電気集塵器のテストが失敗に終わったことと、電気集塵器単独でガスタービンの許容値を達成できるか不明なため、**Fig. 1.5**に示すような静電凝集装置としての開発が主である。

我が国では、石炭ガス化のチャー回収サイクロンのバックアップ装置として、400℃、25気圧下で試験されている^{25, 26)}。低抵抗ダストである石炭チャーの碍子への付着防止を行った結果、荷電性能が安定して、チャー回収装置としては高い性能を有し、入口濃度数 g/m^3 に対して出口 $100\text{mg}/\text{m}^3$ 前後の性能を示したが、集塵装置内の流速を 1m/s 程度に抑さえたため、重力沈降の影響も大きいようである。ただし、サイクロン、電気集塵器、精密集塵と続くようでは実用性に劣るため、サイクロンを不要とするか、精密集塵装置としての性能を発揮しなければ、実用は難しいと考えられる。

Table 1.2 Summary of HTHP ESP tests conducted in USA^{14,34)}

	CES, Union Carbide	BU. of Mines, CES	CES, Combustion Power	CES, EPA	CES, Curtiss- Wright	Denver Reserch Institute	CES, NYU
Date	1962-1964	1963-1968	1966-1968	1976-1977	1982-1983	1982-1985	1986-1987
Location	Institute, W.V.	Morgantown, W.V.	Montebello, CA	Bound Brook, NJ	Woodbridge, NJ	Denver, CO	Westbury, NY
Combustion	PFBC, Coal	Natural Gas	Methanol	Air, Fuel Gas	PFBC, Coal	Methanol	PFBC, Coal
Dust Type	Fly-ash	Fly-ash	Alumina & Ash	No Dust	Fly-ash	CW Fly-ash	Fly-ash
Temp. [°C]	500-700	800	900	540-1090	790-850	700-900	880
Pressure [bar]	3-8.1	4.5-6.5	4.6-11.2	1-35.5	5.4-6.4	6.4-10	6-10
Gas Flow [m³/s]	0.1	0.16	0.11	-	0.53-0.59	0.054-0.97	0.57
Gas Velocity [m/s]	0.2-1.2	0.3-1.1	2.9	-	0.83-0.93	0.76-1.37	0.68
No. of collector Tubes	19	16	1	1	9	1	Plate 4x2
Length of tubes [m]	1.83	1.83	4.6	0.76	4.6	2.1	2.74
Diameter of Tubes [m]	0.15	0.15	0.2	0.073	0.3	0.3	0.3 (Spacing)
Collection Area [m²]	16.4	13.8	2.9	0.17	39	2	21
Discharge Electrodes	Wire	Wire	Twisted Wire	Wire	Masi Vanes	Cyl. Vanes	Rods & Barbs
Diameter of Discharge Electrodes [mm]	2.1, 3.4	2.1	3x2.8	1.58, 2.34, 3.18	25.4, 76	16, 70, 83	50
SCA [m³/m³/s]	166	45	26.6	-	66.1-73.6	36	37
Dsut Load [ppm]	-	550-1700	-	-	2300-3700	1500-2000	3000
Dust Diameter [µm]	2.6	30	6-10	-	5	5	-
Typical Collection Efficiency (%)	98.8	91.96	80.82	-	95-99.5	95-99.5	-

1.3.3 粒子充填層

排ガスを砂やセラミックボールなどの充填層に通し、充填材表面にダストを付着させる方式は、圧力損失の上昇を低減するため、充填材を移動して系外で充填材からダストを分離する必要がある。充填材の移動と圧力損失の問題については水上ら¹⁰⁾の研究に詳しい。さて固体粒子の集塵では、充填層の通過流速を大きくするとダストの吹き抜けや再飛散が生じて集塵性能が低下するが、熔融ダストでは再飛散が生じにくくなるため、DCFTでは高い捕集性能を発揮し、また処理ガス速度を上げて小型化できる可能性がある。しかしながら、付着したダストの分離に難があり、充填材が冷えると熔融ダストの固着によって充填材の移動が不可能となるおそれがある。またフィーダなどの可動部分があるべく少なく、熔融ダストと接触する部分もなるべく少なくする工夫が必要である。

川崎重工業(株)ではIGCC用にクロスフロー型の移動充填層集塵装置の開発を行っており、北海道夕張における石炭技研の40T/D流動床ガス化プラント²⁷⁾、茨城県勿来共同火力構内における200T/D噴流床ガス化プラントにおいて400℃、20気圧下の試験を行っている²⁹⁾。最近では充填材に脱硫剤を用い、集塵と脱硫の両方を同時に行う試験もなされている²⁸⁾。

(財)電力中央研究所では電気集塵器と粒子充填層を組み合わせた静電濾過集塵装置²⁹⁾を微粉炭火力用に開発し、次いで石炭ガスの高温集塵へ適用する検討を行った。静電効果は石炭チャーにも有効であったが、チャーの電気抵抗が低いため捕集が進むにつれ絶縁性が低下し、荷電が困難となった。そのため対策として、碍子へのチャーの付着防止、充填材の早期交換、並びに再生法として水洗、燃焼再生が検討されたが、並行してテストされたセラミックフィルタが高性能を示したため、開発を中止した。

米国Combustion Power社(CPC)はPFBC, IGCC用にFig. 1.6に示すScreenless Moving Granular Bed Filterの開発を進めており³⁰⁾、ルーバや金網などで充填層を保持しない形式でかつ充填材を気流搬送で循環させるシステムを提案している。オランダDelft工科大学³¹⁾ではCombustion Power社と同形式の集塵器の試験を行ったが、充填材の搬送や捕集効率に問題が見られた。

米国Westinghouse社のNewbyら³²⁾は、集塵、脱硫、脱アルカリを同時に行うILEC(Integrated Low Emissions Cleanup)として3方式の概念を挙げ、その一つにFig. 1.7のようなStand legの移動層と、その後流にセラミックフィルタを置く組み合わせを検討している。燃焼ガス中に粗粒子(充填層粒子)を注入し、付着性粒子を捕集させて小型の移動層に導入する。層内では充填材は重力によって下方に移動し、

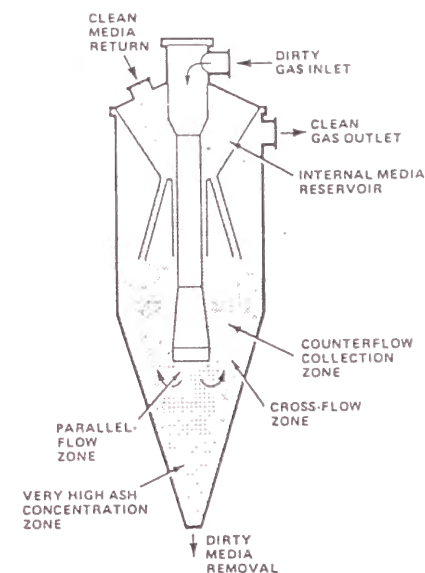


Fig. 1.6 Schematic of screenless moving granular bed filter by CPC

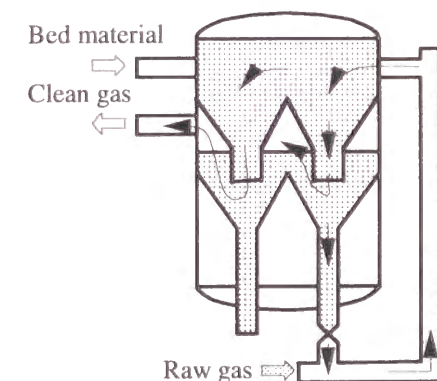


Fig. 1.7 Concept of stand leg granular bed filter by Westinghouse

排ガスは粒子と並行して流れ、充填材の移動を妨げないように工夫している。

Weberら¹⁹⁾は充填層が慣性集塵器の性能を上回る可能性を持つことに着目し、熔融ダストと同程度の粘度を持つグリセリンを用いて、常温常圧下の集塵試験を行った。捕集されたグリセリンの充填層からの流出は、Fig. 1.3のFoam-like ceramicsからよりも容易であったと報告している。

現状の高温集塵は後述するセラミックスフィルタが中心となっているが、PFBCでのフィルタ破損の問題が解決に至らないため、粒子充填層が再び見直されようとしている。また、充填層集塵の付加価値を出すためにダスト捕集のみならず、脱硫、脱硝、脱アルカリなどの機能を付加したハイブリッド化の傾向にある。

1.3.4 繊維充填層

合金やセラミックス繊維を充填したFig. 1.8のような繊維充填層によって高温集塵を行う方式が、米国Battelle研究所のLittら³³⁾によって検討されている。760～900℃の範囲では、フライアッシュと金属繊維の間に化学結合は生じておらず、また実験室の小型装置による試験では、タービン入口条件を満たすだけの性能を示

している。捕集性能には、集塵流速の影響が最も大きく、次いで充填層厚さであり、ダスト負荷、粒径、繊維長、繊維径、空隙率、温度、圧力といった因子の影響は小さいとしている。フィルタのクリーニングについては、機械的振動、音響ホーンやパルス燃焼を用いた音響振動による方法を検討している。

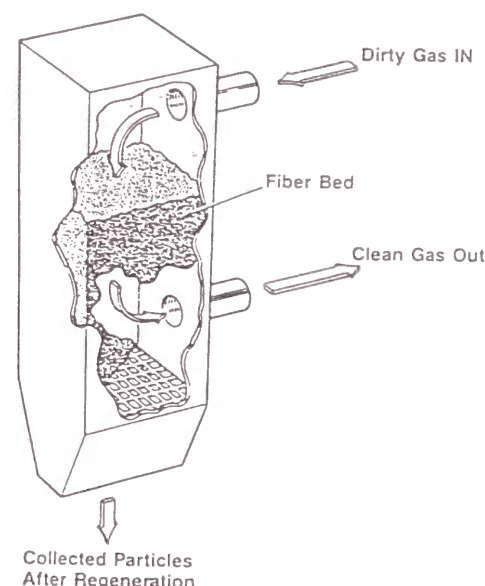


Fig. 1.8 Concept of nested fiber filter

1.3.5 流動層集塵

流動層にダストを含んだガスを流すと、粒子の一部は流動化媒体に付着して除去される。粒子の捕集機構は、ガス入口の高速流れの領域では慣性衝突が支配的で、流動層内では低速のため拡散、衝突、さえぎり、重力沈降、静電気力などすべてのメカニズムが働くとされる。

Surrey大学のGhadiriら³⁴⁾は常圧下、800~1000℃でフライアッシュ(燃焼灰)と石炭ガス化ダストの流動層集塵を行った。流動化媒体には425~500 μm (平均径461 μm)の石英砂を用い、空塔速度24~50cm/sで、最高で87.5%の捕集効率を得ている。ダストの付着性の違いで、フライアッシュの集塵効率の方が高い。添加剤などの注入や高温化によって、流動化媒体の表面に液相を作るか灰が軟化する条件を作ると集塵効率の向上が見込め、前者はガス化ダストに、後者はフライアッシュに適しているとしている。

Newbyら³²⁾はILECとしてFig. 1.9のように不活性粒子、または脱硫剤の流動層に排ガスを通し、付着性ダストを流動媒体に捕集する方式を検討している。また、これだけでは高性能化が難しいので、流動層内にセラミックキャンドルフィルタを沈め、ダストの後流への流出を防止している。フィルタ上に捕集されたダストは流動化媒体によって掻き落とされるので、圧損上昇も遅いと考えられており、脱硫剤、アルカリ吸収剤を流動層前で注入することも可能である。

1.3.6 その他

実際に高温下で試験されたわけではないが、高温下に適用可能なものとして乱

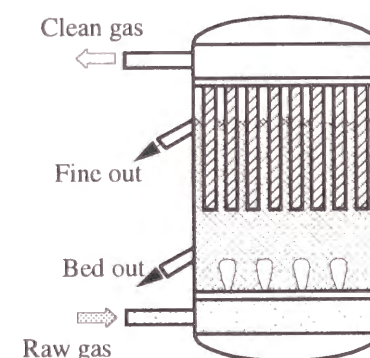


Fig. 1.9 Concept of fluidized bed filter by Westinghouse

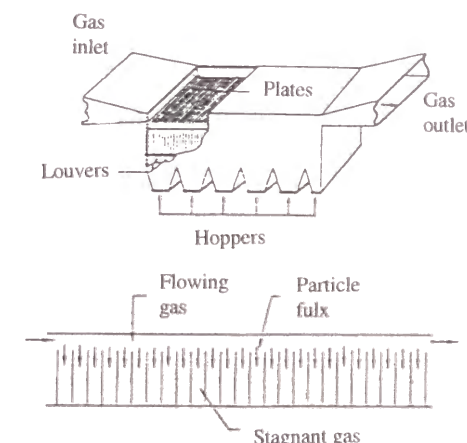


Fig. 1.10 Schematics of turbulent precipitator

流拡散を利用した方式がある。Waterloo大学のDullienら³⁵⁾は、Fig. 1.10に示す装置を用いて集塵試験を行っている。捕集板を並べた横を高速でガスを流すと、捕集板間に渦が生じる。粒子は乱流拡散によって捕集板の間に運ばれ、拡散によって捕集板上に付着するとし、性能計算として電気集塵器のDeutchの式と同様の解析法を適用している。

1.4 セラミックフィルタに関する既往の研究

ガスタービン保護には、集塵装置出口のダスト濃度が10mg/m³N以下と比較的高い集塵性能を要求されるため、これまで濾過集塵方式が中心となって検討されている。当初はセラミックバグフィルタ³⁶⁾や、金属バグフィルタなどの試験が多くなされたが、セラミックバグフィルタでは払い落とし時の衝撃が繰り返されることによってセラミック繊維が破壊され、金属バグではPFBCでは温度が高すぎることに、IGCCではガス中の硫化水素等の腐食性ガスに耐久できないことから、多孔質の焼結フィルタに関心が集まった。多孔質セラミックフィルタは、他方式に比べて捕集性能は最も優れ、出口ダスト濃度は入口条件によらず1mg/m³N以下を容易に達成する。その一方、長期使用の際の目詰まりや、セラミックス材料の長期信頼性、集塵、払い落としの際の圧力変動などが問題点として指摘される。さてセラミックキャンドルフィルタは原子力発電所の低レベル放射性廃棄物の焼却減容装置の

高温集塵に使用されている実績を持つ³⁷⁾。しかしながらそこでは減圧下での使用で、ダスト濃度も低く、最適化や長期耐久性は重要な課題とされなかった。そのため、IGCCやPFBCの高温高圧下、高ダスト濃度下への適用を目指して、適切な設計、運転法と長期耐久性に関して、内外の多くの機関でテストされている。

1.4.1 多孔質セラミックフィルタの形式

1.4.1.1 キャンドルフィルタ

Fig. 1.11に示すようにセラミックの多孔質焼結チューブの一端を塞ぎ、もう一端にフランジ部を作ってつり下げる形のものをキャンドルフィルタと呼んでいる。またチューブ状のフィルタエレメントをキャンドルと呼ぶこともある。通常は外面濾過形式で、初期のものは単層構造であったが、最近のものはほとんどが濾過面に微細孔層の膜を作り基材は細孔の大きな複層構造をとっている。セラミックフィルタは炉内で焼成する都合上、キャンドルのサイズを炉に合わせる必要があり、また長すぎると焼成中に変形するおそれがある。そのため、これまでのところフィルタ径は最大17cm程度、長さは1.5mから2mに制限され、外径6cm、内径4cm、長さ1～1.5mのものが最も多く試験に用いられている。フィルタの取り付けには、チューブシートに開けた穴に挿入して、フィルタに付属するフランジで支

持することが多い。英国Yorkshire州GrimethorpeのPFBCテストプラントでは**Figs. 1.11、1.12**のようにチューブシートとフィルタフランジの間にセラミックスウールなどを挿し、フランジ上部にベンチュリなどをウエートとして乗せフィルタが浮き上がらないような構造がとられた³⁸⁾。

大型の装置では多数のフィルタを圧力容器内に収容するため、その方法に工夫が必要となる。独Schumacher社は**Fig. 1.13**のように数十本のキャンドルを一単位として出口側をディフューザで覆い、これをクラスターと呼んで、クラスター単位で払い落とす方式を採用している³⁹⁾。米国EPRI(Electric Power Research Institute)、Westinghouse社はTierと呼ぶ階層構造を提唱しており^{4,40)}、**Fig. 1.14**のようにクラスターを縦方向に積み上げていく方式をオハ

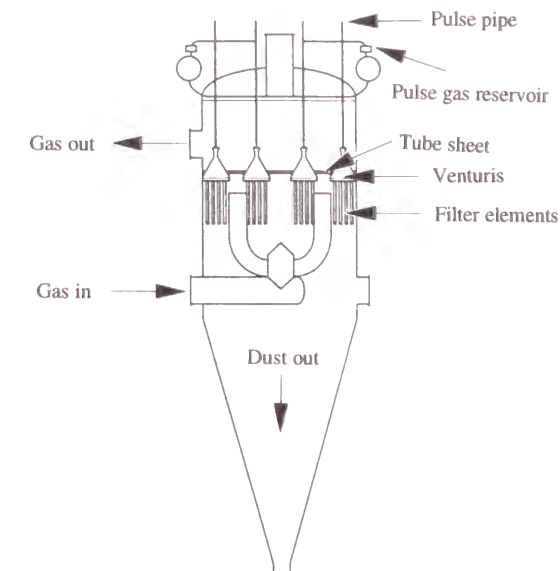


Fig. 1.13 Cluster design by Schumacher

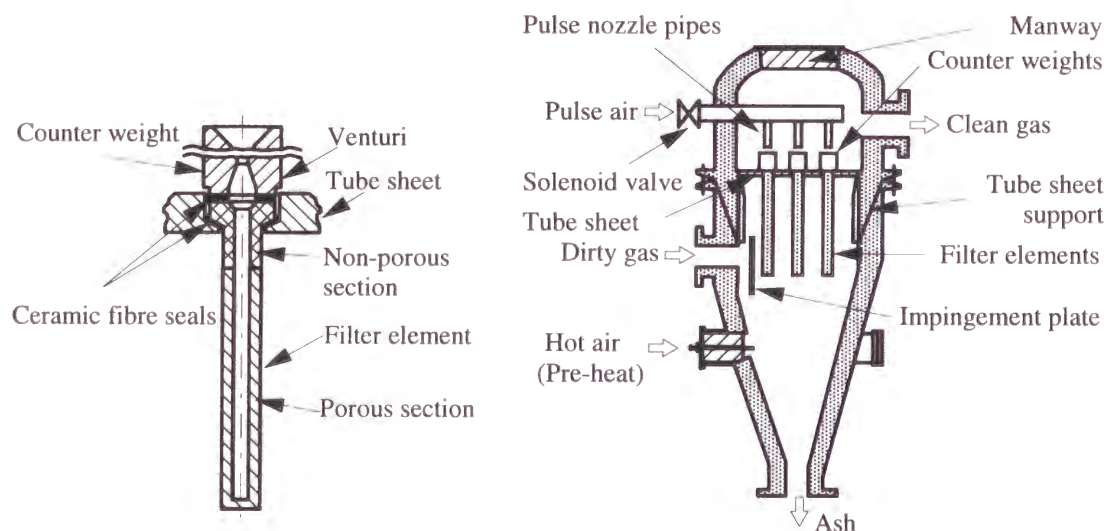


Fig. 1.11 Schematic of ceramic candle filter

Fig. 1.12 Schematics of Grimethorpe filter test facility

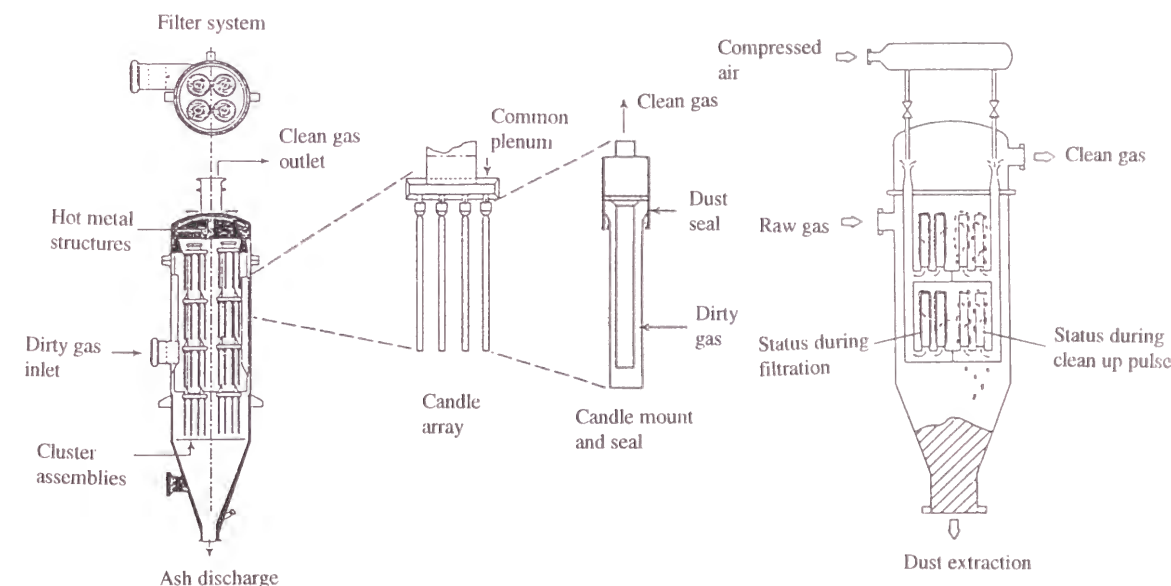


Fig. 1.14 Tier structure of candle filters designed by Westinghouse

Fig. 1.15 Standing candle filters designed by Deutsche Babcock

イオ州Tidd発電所におけるPFBC実証プラントに採用している¹³⁾。独Babcock社は**Fig. 1.15**のようにキャンドルを倒立させ、階層構造に收容する方式を提唱した⁴¹⁾。現在では、LLB社(Lurgi Lentjes Babcock Energietechnik GmbH)が設計製作を行っているため、LLBフィルタと呼ばれる。キャンドルを倒立させるメリットは、つり下げ方式では圧力損失が上昇するとフィルタが浮きやすくなりネックのシール性が低下するのに対して倒立では逆にシール性が高まること、またフィルタに割れが発生した場合つり下げタイプではフィルタが落下してしまうのに対し、倒立では上下でフィルタを支えるため落下しにくいことを挙げている。

1.4.1.2 軽量キャンドル

焼結型のフィルタは従来の繊維フィルタなどと比較すると空隙率が小さく、従って重量が大きい。またセラミックバグフィルタなどと比べると熱衝撃が生じやすい。そのため独BWF社は、アルミナシリケートのセラミックスのファイバを焼結させずに圧縮成型してキャンドル化したものを発表しており⁴²⁾、空隙率が大きいため軽量で、熱衝撃による破損は起こりにくいとしている。また米3M社はセラミックバグフィルタをSiCでCVDコーティングし、キャンドルフィルタ状に成型したものを発表しており⁴³⁾、腐食に強く、バグフィルタよりも強度が高く、rigidタイプのキャンドルフィルタよりも軽量であること、さらに製作できるサイズについて柔軟性があることがメリットとしている。

1.4.1.3 内面濾過チューブフィルタ

キャンドルフィルタでは多数のフィルタをつり下げするため、容器内にフィルタを收容する構造の工夫が必要となる。そのため、旭硝子(株)はキャンドルとは異なる方式として、**Fig. 1.16**のようにセラミックスチューブの上下を保持し、ダストを含んだガスをチューブの内側を鉛直方向に流し、チューブ外面に濾過させる方式を開発している⁴⁴⁾。チューブの上端はベローズ管で支持し、熱膨張を吸収する。フィルター一本の長さは約3mで、縦方向を3室に分けた構造をとり、横方向からパルスジェット逆洗を行う。

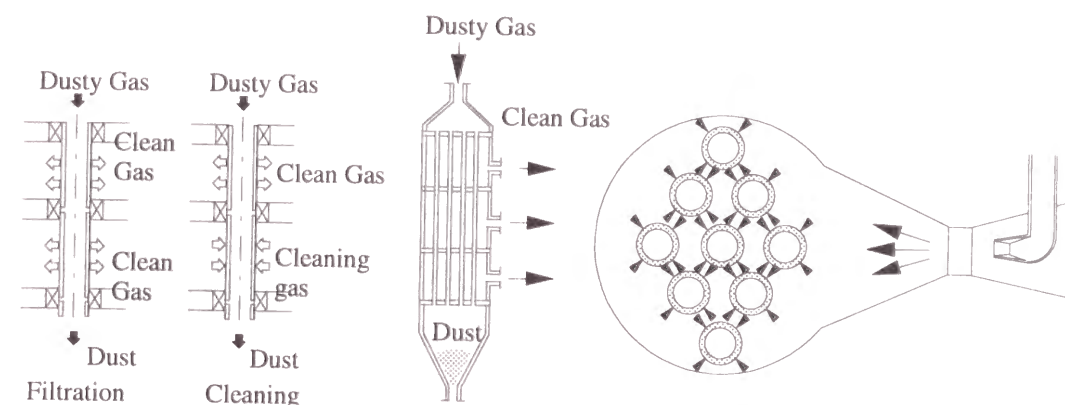


Fig. 1.16 Asahi glass advanced ceramic tube filter (ACTF)

1.4.1.4 積層構造フィルタ(クロスフローフィルタ)

多孔質プレートをバーをはさんで重ね、バーの並びを階層毎に90°変えると、**Fig. 1.17**のような積層構造のクロスフローフィルタができる。濾過面積を集約でき装置の小型化が図れる⁴⁵⁾ので、米DOEのプロジェクトで多数のタイプがテストされたが、フィルタプレートの剥離による破損がたびたび生じた。そのため素材の劣化特性⁴⁶⁾や応力解析⁴⁷⁾が行われた結果、逆洗時の圧力衝撃と熱衝撃がプレートとバーの接着部に集中することが原因とみられている。また高ダスト濃度下ではチャンネル内の閉塞のおそれがあり、さらに張り合わせのため製作コストが高くつく問題もある。

1.4.1.5 ハニカム型フィルタ

自動車用の脱硝触媒担持ハニカムの製造技術を応用したもので、積層構造フィルタと同様に濾過面積が集約でき、装置の小型化が期待できる方式である。日本ガイシ(株)⁴⁸⁾、および米CeraMem社が製作している⁴⁹⁾。**Fig. 1.18**のような構造で、張り合わせではなく押し出し成型で製作できるので、製造コスト面で有利と考えられる。また機械的な強度、および熱衝撃性においても張り合わせタイプより優れる可能性がある。

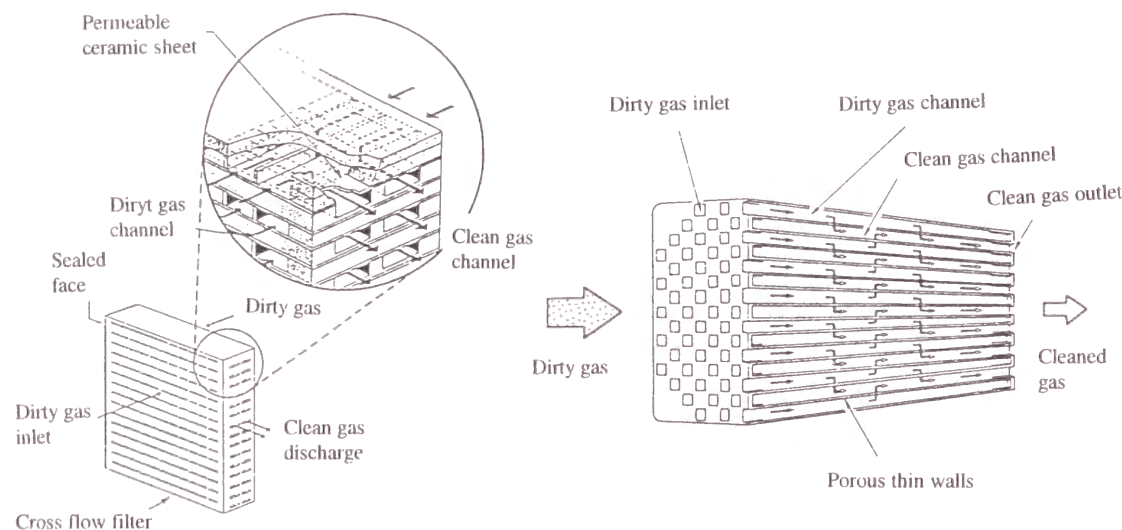


Fig. 1.17 Schematic of Westinghouse cross flow filter

1.4.2 フィルタの材料

高温セラミックフィルタは、耐熱衝撃性、耐腐食性に優れた高温材料のSiCが開発されてから利用が進むようになった。現在、利用されているものはSiC、コーディライト、ムライトが主であるが、PFBCでフィルタ破損がたびたび発生したことから、素材の長期耐久性の試験が進められている。SiCでは高温下でのSiCの酸化、アルカリアタックによる焼結助剤の流出によってフィルタ強度が低下すること⁵⁰⁾が指摘されており、Sawyerら⁵²⁾は925℃以上になるとSiCフィルタのclayバインダーがアルカリにアタックされること、飽和水蒸気の暴露試験ではバインダーと水蒸気の反応が生じること、さらに20～30ppmのNaCl暴露試験では、フィルタ表層に小孔が生じ、高温強度試験では925℃以上でフィルタが粘弾性を示したと報告している。コーディライトでは腐食には強いものの、長期間の使用により結晶粒の成長が起これ、マイクロクラックが発生して強度が低下すること⁵¹⁾などが報告されている。しかしながらPFBCフィルタの破損は比較的短時間で起こっており、その主原因は材料強度劣化以外のところにあると考えられる。例えば、TiddのPFBCテストではフィルタ間にダストのブリッジが生じ、その応力によってフィルタに力が加わり破損に至った、あるいは逆洗中にガスが偏流してフィルタに温度

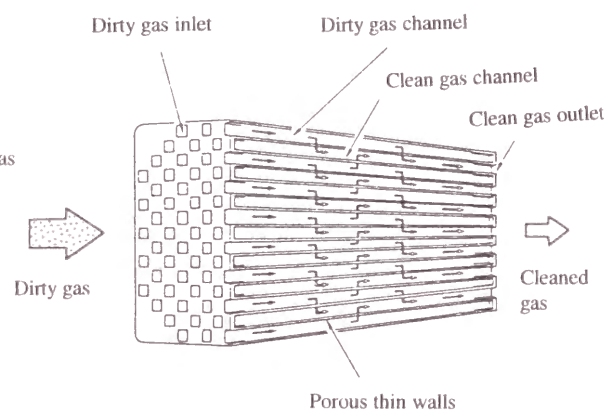


Fig. 1.18 Schematic of NGK honeycomb filter

分布が生じ、そのためにフィルタの曲がりや熱衝撃が発生したと分析している。またPFBCの不完全燃焼によって発生した未燃分がフィルタに達し、そこで急激に燃焼したため熱衝撃が生じたとの分析も見られる。いずれにしてもフィルタの破損の問題はPFBCに多く見られ、フィルタ材料の特性に加えて、フィルタ装置内での未燃炭素の異常燃焼など材料面以外からの考察も必要である。

1.5 高温集塵の試験状況

IGCC、PFBC用の高温集塵試験は、プロセス開発用の規模から実証プラントに至るまで、国内外において数多くなされている。Tables 1.3、1.4に公表されている高温集塵試験の内容、実績および計画を示すが、そのほとんどがセラミックフィルタとなっている。しかしながらPFBCではフィルタ破損の問題が解決しておらず、IGCCではフィルタ破損よりも、目詰りへの耐久性と集塵システム設計の適正化を課題として、今後も多くの試験が計画されている。また最近では焼結金属フィルタで高濃度の硫化水素に耐えるものが開発され、セラミックフィルタよりも軽量であること、熱衝撃による破損がないこと、溶接が可能であることなどから、IGCC用に見直されるようになってきている。

1.6 本研究の目的と構成

セラミックフィルタはIGCCやPFBCの高温高圧集塵では中心的な位置づけにあり、多くの機関で検討が進められるようになってきている。しかしながらフィルタの取付けから始まり、逆洗システム、寿命評価などは各機関が独自に経験的に定めているのが実情で、その設計法は十分検討されているとはいえない。例えば、ダスト粒径分布をとっても、PFBCでは単峰性に近くIGCCでは二峰性であることを認識した報告は少ない。IGCCダストではサブミクロン域に微粒子を多く含むため、平均粒径では一見PFBCダストの方が小さいものの、ダスト層の圧力損失はIGCCの方が大きく、集塵流速の設定などに大きな影響を与える。また、IGCCの中でもガス化条件によってダスト性状は異なるはずであるが、このダスト性状と圧力損失の関係に注目した試験研究は少なく、単に払い落とし後のフィルタの圧力損失の回復を調べているケースが多く見られる。また最近では払い落としの最適化のためにダストの付着性を調べた研究が見られるが、逆洗のメカニズムと付着力の関係を明らかにするには到っていない。

本論文ではセラミックキャンドルフィルタを用いた石炭ガス化ガスの高温集塵

について、圧力損失特性を把握し、逆洗手法の適切な設計、寿命評価と耐久性の向上について検討を加え、フィルタシステムの適切な設計を可能とすることを目的としている。まず石炭ガスに含まれるダスト性状とフィルタ捕集ダスト層の圧力損失を定量的に表し、チャー回収系の影響について論じる。次にフィルタの逆洗システムについて、逆洗性能の評価手法、およびon-line逆洗とoff-line逆洗の性質から石炭ガス化に適した逆洗システムを選定する。次いで従来経験的に設計されたパルスジェット逆洗システムについて質量、運動量、エネルギー保存則をもとに理論的に解析し、実験によって検証する。また耐久性についてはフィルタ寿命に影響する因子を明らかにするとともに、寿命評価の手法について考察する。さらに耐久性の向上策としてフィルタの再生法について提案する。以下に各章の内容を簡単に紹介する。

第1章 本研究の背景、および高温集塵に関する既往の研究と開発動向を総説的にまとめ、本論文の目的と構成について述べる。

第2章 石炭ガス化プロセスにおけるダスト性状を調べ、フィルタ捕集ダスト層の圧力損失との関係を定量的に述べる。またガス化炉チャー回収系に要求される性能についてフィルタの圧力損失との関係から論じる。

第3章 逆洗流速を指標として、フィルタの逆洗直後の圧力損失であるベースライン圧力損失の長期的な変化から、払い落としの評価を行う。また集塵装置に生じる圧力損失の変動と集塵流速の変化を明らかにし、off-line逆洗とon-line逆洗の特性に基づき、IGCCに適した逆洗システムを論じる。

第4章 パルスジェット逆洗に関して、逆洗ガスの流れを質量、運動量、エネルギー保存則から理論的に解析し、逆洗元圧と逆洗差圧、流速等の関係を実験によって検証する。

第5章 フィルタの耐久性評価の手法として逆洗後のベース圧力損失の上昇に着目し、それに影響する諸因子を明らかにするとともに、寿命評価手法について考察する。

第6章 フィルタ耐久性向上のため、フィルタの再生手法について考察する。フィルタに残留しベース圧力損失上昇の原因となる粒子の性質を分析し、それを基にフィルタの燃焼再生特性を明らかにする。

第7章 本論文の結論を各章毎にまとめて述べる。

Table 1.3 Experience and future plans: Hot gas particulate removal in coal gasification systems

Size/Location/Reference	Press., Temp.	Filter	Notes
VTT 2t/d/ Otaniemi, Finland/ 62, 83, 103	0.5 MPa, 650 °C, 400 °C(metal filter)	5 elements(ceramics or metal), Schumacher, Didier, Pall	coal, peat, wood>1000h
Enviropower, 40t/d (10 MW) U-Gas pilot plant/ Tampere, Finland/ 62	2.9 MPa, 650 °C	24 Schumacher candles	start up late 1991
Slipstream testing on Rheinbraun 700t/d HTW unit/ Berrenrath, Hürth, Germany/ 62, 105	1.0 MPa, 350 °C	9 Schumacher candles	>500h
Rheinbraun 150t/d HTW/ Wesseling, Germany/ 62, 105	2.5 MPa, 400 °C	90 Schumacher candles	>5000h closed
Full stream dedusting at Rheinbraun 700t/d HTW unit, 57000m ³ STP/h/ Berrenrath, Hürth, Germany/ 62, 95, 105	0.9-1.0 MPa, 260-270 °C	578-456 Dia-Schumalith F40, LLB type 2 tiers	startup 93, >8000h till 95 June
Full stream dedusting at Prenflo 25t/d pilot plant/ Furstenhausen, Germany/ 62	2.5 MPa, 330 °C	36 Schumacher ceramic candles	early 1992 start up
Tech. Univ. Freiberg/ Germany/ 104	1.0, 2.7MPa 150-260 °C	Dia-Schumalith	1995
KoBra 300 MW _e , RWE Energie, Rheinbraun, Lurgi/ Hürth, Germany/ 62, 81	2.7 MPa, 320-350 °C	multi-cyclone + Ceramic barrier filter/ LLB design	1996 start up(postponed)
Buggenum, 250MW _e IGCC, Shell & Demkolec/ Buggenum, The Netherlands/ 2, 62	260 °C	ceramic candles	3rd-quarter, 1993 start up
British Coal 24t/d spouted bed pilot plant/ Stoke Orchard, England/ 62	1.8 MPa, 400-590 °C	ceramic candles	>1000 h (-93)
Endesa 329+700 MW, Deutsche Babcock & Krupp Koppers/ Puertollano, Spain/ 81	<300 °C	LLB filter design	under construction in 1997
Shell's 250t/d/ Deer Park, TX, USA/ 62	2.5 MPa, 260 °C	44 Schumacher, 44 IFP	5000 h, closed 1991
Westinghouse ash recirculation/ Pittsburgh, PA, USA/ 100	1.0 MPa, 650 °C	2 Westinghouse cross-flow	2000 h (N ₂ ,550 m ³ /h)
KRW 20t/d pilot plant/ Waltz Mill, PA, USA/ 62	1.6 MPa, 430-620 °C	16 sintered metal filters, 33 Schumacher candles	1300h
Texaco 20t/d pilot plant/ Montebello, CA, USA/ 62	2.5 MPa, 650-760 °C	4 Westinghouse cross-flow filters, 19 Schumacher candles	>900h (-92)
Foster Wheeler 7t/d carbonizer/ Livingston, NJ, USA/ 62	1.4 MPa, 593-793 °C	10 Westinghouse ceramic cross-flow filters	171h (-93)
Destec's 160 MW _e GCC plant/ Plaquemine, LA, USA/ 96, 106	~300 °C	barrier filters	in operationl

Wabash river 262 MW _e IGCC repowering Project, PSI/Destec, West Terre Haute/ Vigo County, IN, USA/ 69, 81	<370 °C	cyclone/ Schumacher candles	design complete 12/93 in operation 7/95
Tampa Electric 250MW _e GCC plant, TECO's, GE & Texaco/ Lakeland, Polk Country, FL, USA/ 70		cyclone, S-rem MGBF (zinc titanate)	construction 1/94, in operation 3/96
ABB 65 MW _e (600 t/d)/ Springfield, Sangamon Country, IL, USA/ 73	540 °C	cyclone + baghouse, S-rem MGBF (zinc titanate)	construction end >95
1/10 slipstream of Polk county 250MW _e gasification/ Polk county, FL, USA/ 106	480-540 °C	Pall	under construction
ELCOGAS Prenflo 300MW _e / Puertollano, Spain/ 89		Candle	startup 1995
Piñon Pine 80 MW _e IGCC, 120000m ³ /h, Sierra Pacific Power, Foster Wheeler & M.W.Kellogg/ Reno,Storey C., NV, USA/ 72, 81, 109	1.9MPa, 540 °C	cyclone+Westinghouse filter, 748 candles, 4 clusters, 4 tiers, 16 plenums, S-rem. using metal oxide	startup 1996
Toms Creek 190 MW _e (55 IGCC,135 PC), U-gas, TAMCO (IGT)/ Coeburn, Wise County, VA, USA/ 71	540 °C (980-1040 °C)	cyclone+Schumacher candles, S-rem. FB zinc titanate	design complete 6/95
Wilsonville (Foster Wheeler/Southern Comp. Services+DOE) APFBC 7 MW (65 t/d) (Carbonizer/CPFBC)/ Wilsonville, Alabama, USA/ 78	1.21 MPa 927 °C 871 °C(carbo.)	Westinghouse, IFP, CPC-MGBF	-95
Univ. North Dakota EERC PCFBG, 590m ³ /h/ Grad Forks, North Dakota, USA/ 108	0.83-0.86MPa, 460-475°C	19 candles (7 IFP, 6 Pall, 6 3M)	1996
HRL, Morwell 22MW _{th} gasification/ Australia/ 106	250-300 °C	Schumacher candles	Being commissioned
Ubari 5t/d & 40t/d FBG, 450m ³ /h/ Ubari, Hokkaido, Japan/ 87, 98	300-430 °C, 2MPa	KHI MGBF, Asahi CTF	1979-90
CRIEPI & MHI 2t/d PDU/ Yokosuka, Japan/ 76	1.7 MPa, 400 °C	4-8 ceramic tubes (NGK)	recycle gas cleaning 1985-1989
NEDO & IGC Association 200t/d (12.5 MW _e) entrained bed pilot plant/ Nakoso, Iwaki City, Japan/ 64	2.5 MPa, 420 °C	MGBF (2 layers, 90°) (mullite)	started 1991/92
IGC Association & MHI 20t/d pilot plant (Slipstream test on 200t/d pilot)/ Nakoso, Iwaki City, Japan/ 64, 65	2.5 MPa, 420 °C	NGK long candle filters	started 1992/93, second test in July -93
IGC Association & KHI 4t/d pilot plant (Slipstream test on 200t/d pilot)/ Nakoso, Iwaki City, Japan/ 64, 77, 99	2.5 MPa, 420 °C	MGBF-reactor (Fe ₃ O ₄ ,H ₂ S-rem)	started 1992/93
Chubu Electric Power Company, CRIEPI & MHI, 2t/d heavy oil gasification/ Yokosuka, Japan/ 107	420 °C, 1.9MPa	NGK SiC candles	1997-98

KHI 7t/d Coal partial combustion/ Akashi, Japan/ 97	630 °C, 0.4MPa	Ceramic barrier filter	1993-1995
EPDC & KHI 25t/d Coal partial combustion/ 97	2.1 MPa	Ceramic barrier filter	1997-

APFBC: Advance Pressurized Fluidized Bed Combustion, CPFBC: Circulating Fluidized Bed Combustion, CRIEPI: Central Research Institute of Electric Power Industry, EERC: Energy & Environmental Reserach Center, EPDC: Electric Power Development Company, IFP: Industrial Filter & Pump Mfg. Co., IGT: Institute of Gas Technology, KHI: Kawasaki Heavy Industries, Ltd., LLB: Lurgi Lentjes Babcock Energietechnik GmbH, MGBF: Moving Granular Bed Filter, MHI: Mitsubishi Heavy Industries, Ltd., NGK: NGK Insulators, Ltd., PDU: Process development unit, S-rem: Sulfur removal, W_e: Output electricity, W_{th}: Input thermal energy

Table 1.4 Experience and future plans: Hot gas particulate removal in coal combustion systems

Size/Location	Press., Temp.	Filter	Notes
Ahlstrom PFBC & PCFBC pilot plant, 10MW _{th} / Karhula, Finland/ 63, 81, 88, 90	1.27 MPa, 900 °C	21 Asahi tubular elements 128 Coors elements (CeraMem?)	2668 h, 1290 h HP Coors 300 h (-93)
Otaniemi PFBC pilot plant, 130KW _{th} / Helsinki U. of Tech., Finland/ 84	1.0 MPa, 600-750 °C	2 candles, Didier, Schumacher, Foseco Cerafil	FBC coal 260h peat 80 h (-93)
IEA, ABB Carbon PFBC pilot plant, 15MW _{th} / Finspång, Sweden/ 63, 79	800 °C	48 Schumacher Candles, 5 Asahi tubular elements	spring 1992
Värtan, Stockholm Energi AB (ABB), 135 MW _e , 225 MW dstr. heat/ Stockholm, Sweden/ 63, 79	1.2 MPa, 870 °C	7x2 cyclones	10500h, cont 1000 h (-93)
LLB PFBC & PCFBC pilot plant, 15MW _{th} / Friedrichsfeld, Germany/ 41, 63	800-850 °C, ≥950 °C	240 Schumacher candles, LLB/DBE design (upside down)	PFBC 2000 h, PCFBC 500 h (-93)
U. Aachen 40MW _{th} PFBC slipstream & Hot Air+ Dust/ Aachen, Germany/ 63, 86	400-600 °C, 600-850 °C	6 Schumacher candles Didier (SiC20, Pantel 20), Herding	10000 h A&D 3000 h PFBC
Schumacher flue gas dust reinjection test facility/ Crailshiem, Germany/ 63, 85	800 °C	6 ceramic candles	>8000h
Delft University of Technology, 1.6 MW _{th} / Delft, the Netherlands/ 31	1.0 MPa, 600-850 °C	MGBF, ceramic filter	30 h -93 CO ₂ /O ₂ comb. -94
British Coal CRE candle durability test facility, hot flue gas/ Cheltenham, UK/ 63	900 °C	6 ceramic candles	1500h?
Grimethorpe PFBC Est., 20MW _{th} PFBC pilot plant/ Grimethorpe, Yorkshire, UK/ 38, 63, 80	1.0 MPa, 800-850 °C	120 Schumacher candles	800h 1987, 1400h 1991
Endesa 80MW _e PFBC, ABB/ Escatron, Spain/ 63, 82	800 °C	1/9 slip stream, 336 Schumacher FT-20 candles, BWE design	external pressure vessels
U. of British Columbia, slipstream of CFBC pilot facility/ Vancouver B.C., Canada/ 62	790 °C	14 LayCer SiC candles	
Univ. British Columbia, hot gas cleanup test facility/ Vancouver B.C., Canada/ 102	550 °C	3 3M Nextel ceramic bag	
Calvert Inc. AFBC pilot plant/ San Diego, CA, USA/ 63	900 °C	2 Tiers of 6 Schumacher candles each.	>700h 1989
Solar turbine slagging combustor, 100KW _{th} / San Diego, CA, USA/ 63	1000 °C	1 LayCer SiC candle, 1 Fibrosis candle	>125h, 100h?
Solar turbine slagging combustor, 2MW _{th} / San Diego, CA, USA/ 63	1000 °C	14 LayCer SiC candles	
Gulf Power Plant Schulz PC power plant, 2MW/90, slipstream./ 63	160 °C	6"xd5.66" CeraMem CF	fly ash, 1100h

Westinghouse CH ₄ flue/dust injection test facility, 680kg/h/ Pittsburgh, PA, USA/ 63, 100	1.0 MPa, 900 °C	3 ceramic candles or 2 cross-flow elements	>10000 h
Tidd, AEP 1/7 slipstream 80MW _e PFBC/ Brilliant, Ohio, USA/ 70, 91	1.03 MPa, 843 °C	384 Westinghouse/ Schumacher Coors (alumina/mullite)	488 h (-92)
Four river second generation PFBC, 955MW _e / Calvert city, Marshall county, KY, USA/ 106	870°C(LLB), 760°C(Westinghouse)	LLB Westinghouse	under consideration
DMEC-1, 70MW Ahlstrom PCFBC, DesMoines Energy Ctr./ Pleasant Hill, Polk County, IA, USA/ 74	1.2 MPa, 870 °C	cyclone+Westinghouse filter	under consideration
McIntosh unit 4, Foster Wheeler PCFB/ Lakeland, FL, USA/ 110	1.4MPa, 850-870 °C	Westinghouse filter	Combining Four river and DMEC-1, PCFB startup 2000, topping 2002
Appalachian Power Co. 340 MW _e (B&W Co.)/ New Haven, Mason County, WV, USA/ 75	1.6 MPa, 870 °C	cyclone	construction 6/99, in operation 11/02
EPDC 71MW _e PFBC, IHI/ Wakamatsu, Japan/ 71, 92	1.1 MPa, 860 °C	Asahi	external pressure vessels, in operation
EPDC AFBC50MW _e power plant, slipstream / Wakamatsu, Japan	600-900 °C	1 Schumacher candle, 1x2 Asahi tubular element	Tested many coals
Hokkaido Electric Power Co, MHI 85 MW/ Tomato-Atsuma, Hokkaido, Japan/ 68, 81		MHI tubular filter NGK honeycomb filters	1997
IHI PFBC pilot plant, 3MW _{th} / Aioi, Japan/ 62		2x3 Asahi tubular elements	>500 h 1991
Chugoku Electric Power Company, Hitachi-Babcock, 4 MW (250 MW)/ Osaki, Japan/ 66, 93		2 cyclones	-98/99
Kyushu (IHI) 350 MW/ Karita, Japan/ 66		2 cyclones	planned
Pyropower Japan/Chubu Electric Power Company 350 MW PCFBC/ Japan/67	875 °C	3 Asahi-compartments	feasibility study
Ebara CFBC 4MW _{th} / Sodegaura, Japan/ 94		LLB license, 3M candle	in operation

BWE: Babcock & Wilcox Española, CF: Ceramic Filter, IEA: International Energy Agency, IHI: Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd

References

- 1) 石川浩: 日本機械学会論文集, B 59, 565, p.2603-2608 (1993)
- 2) Ploeg, J.E.G.: "Synthese van Verworvenheden/Synthesis of Talents," Demkolec B.V., p.20-26, ISBN 90-9006671-3
- 3) Konttinen, J. and W. Mojtahedi: *Kemia-Kemi*, 20, p.847-850 (1993)
- 4) Thambimuthu, K.V.: "Gas cleaning for advanced coal-based power generation," p.97-114, IEACR/53, IEA Coal Research, London (1993)
- 5) Newby, R.A. and R.L. Bannister: *MPS*, 13, 9, p.51-57 (1993)
- 6) Wheeldon, J.J., S.G. Drenker, G.S. Booras and R.R. McKinsey: *Proc. 12th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, vol.1, p.545-553 (1993)
- 7) Ishikawa, H., T. Hamamatsu and M. Sato: *IEA/OECD Int. Conf. on Coal, Environ. Develop.*: Tech. Reduce Greenhouse Gas Emissions (1991)
- 8) Wagner, J.H. and B.V. Johnson: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.365-374 (1990)
- 9) McMahon, T.J., M.J. Scanlon and R.G. Logan: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.305-314 (1991)
- 10) Logan, R.G., M.J. Scanlon: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.293-302 (1990)
- 11) Roth, H.A. and N.S. Bornstein: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.399-405 (1991)
- 12) Dahl, A. and S. Nordin: *Proc. Application of FBC for Power Generation*, p.21 1-17 (1992)
- 13) Mudd, M.J. and J.D. Hoffman: *Proc. 12th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.719-727 (1993)
- 14) Scaroni, A.W. and G.H. Koopman: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-

- 91/6122, DE91002091, p.222-233 (1991)
- 15) Rawlins, D.C.: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.215-221 (1991)
- 16) Quimby, J.M. and K.S. Kumar: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.422-429 (1991)
- 17) Richards, G.A., R.E. James III and J.C. Razum: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.205-212 (1991)
- 18) Chandran, R.R., M.N. Mansour, J.N. Duqum and A.W. Scaroni: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.185-186 (1990)
- 19) Weber, von E. K. Hübner, D. Pavone, R. Schulz and H. Wiggers: *VGB Kraftwerkstechnik*, 73, p.602-607 (1993)
- 20) Roberts, P.B. and R.T. LeCren: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.42-50 (1990)
- 21) Criqui, A.F., P.B. Roberts and R.T. LeCren: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.81-88 (1991)
- 22) Quimby, J.Y. and K.M. Kumar: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.66-85, Blackie Academic & Professional (1993)
- 23) Kumer, K.S., P.L. Feldman and R.J. Dellefield: *Proc. Seventh Annual Gasification and Gas Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, Vol.1, DOE/METC-87/6079, DE87006495, p.262-269 (1987)
- 24) Riepe, Th. and H. Wiggers: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.297-313, Pergamon Press (1986)
- 25) 高島英章: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.88-95 (1992)
- 26) 河村敏: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.133-142 (1992)
- 27) Hozumi, S., J. Fukui, K. Kodama, K. Kamei, T. Mori, N. Izumi and S. Kusada: "Gas

Cleaning at High Temperatures," p.385-399 (1986)

28) Ishikawa, K., N. Kawamata and K. Kamei: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.419-435, Blackie Academic & Professional (1993)

29) 牧野尚夫, 伊藤茂男, 木本政義: 粉体工学会誌, 31, 6, p.402-408 (1994)

30) Keith, B.W., J. Haas, J. Cooper and S. Bossart: *Proc. Eighth Annual Gasification and Gas Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, Vol.1, p.370-380 (1988)

31) Zevenhoven, C.A.P.: "Particles Charging and Granular Bed Filtration for High Temperature Application," Ph.D Thesis, Delft Univ. of Tech. (1992)

32) Newby, R.A., T.E. Lippert, M.A. Alvin, D.M. Bachovchin, N. D'Amico, W.C. Yang and E.E. Smeltzer: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.307-316 (1990)

33) Litt, R.D., H.N. Conkle and R.K. Bennett: *Proc. Eighth Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6122, DE91002091, p.409-412 (1991)

34) Ghadiri, M., J.P.K. Seville and R. Clift: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.351-361 Pergamon Press (1986)

35) Dullien, F.A.L., W. Kwan and A. Collins: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.41-56, Blackie Academic & Professional (1993)

36) Chang, R., J. Sawyer, H. Lips, R. Bedick and R. Dellefield: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.177-191 (1986)

37) 井上俊二: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.103-105 (1992)

38) Stringer, J., A.J. Leitch and R.K. Clark: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.971-984 (1991)

39) Durst, M.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived Reducing and Combustion Gases at High Temperature*, No.11, EPRI (1992)

40) Dennis, R.A., T.E.Lippert, G.J. Bruck, M.A. Alvin and M.J. Mudd: *Proc. Tenth Particulate Control Symposium and Fifth Int. Conf. on Electrostatic Precipitation*, p.1-14 (1993)

41) Newby, R.A. and R.L. Bannister: *MPS*, 13, 9, p.59 (1993)

42) Scoble, C.B.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived*

Reducing and Combustion Gases at High Temperature, No.32, EPRI (1992)

43) Fischer E.M.: 粉体工学会高温集塵グループ会平成7年度第1回例会予稿集, p.16-36 (1995)

44) 織田紀之, 前野裕史: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.122-126 (1992)

45) Ciliberti, D.F. and T.E. Lippert: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.193-213 (1986)

46) Alvin, M.A., T.E. Lippert, D.M. Bachovchin, J.E. Lane, R.E. Tressler and K. Jakus: *Proc. Seventh Annual Coal-Fueled Heat Engines and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-90/6110, DE90000480, p.162-167 (1990)

47) Ciliberti, D.F., T.E. Lippert, R.N. Kleiner and R.J. Dellefield: *Proc. Seventh Annual Gasification and Gas Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, Vol.1, DOE/METC-87/6079, DE87006495, p.308-320 (1987)

48) Akitsu, Y., H. Masaki and O. Kyo: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.321-345, Blackie Academic & Professional (1993)

49) Abrams, R.F.: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.346-362, Blackie Academic & Professional (1993)

50) Semler, C.E. and W.T. Bakker: *Proc. Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.1259-1264 (1993)

51) Valentino, K.R., N.R. Brown, J.J.Brown,jr. and W.T Bakker: *Proc. 1993 Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.1375-1383 (1993)

52) Sawyer, J., J.J. Brown and N.R. Brown: *Proc. Eleventh Annual Gasification and Gas Stream Cleanup Systems Contractors Review Meeting*, DOE/METC-91/6123, vol.2, DE92001102, p.429-437 (1992)

53) de Winter, H.M.J.: *VGB Conference*, VGB-TB 216, V4 (1993)

54) 東勝美、村松啓次、佐竹正弘: 化学装置, 3, p.127-134 (1987)

55) 穂積正浩、清家康彦、高奥芳伸、山中康弘、浅原政治、片桐敬志、松本健二、永栄円: 住友重機械技報, 33, 99, 20-28 (1985)

56) 神戸弘巳、小野哲夫、黛正巳、高奥芳伸、永栄圓、関口良策: 火力原子力発電関東支部第13回新技術発表概要, 21-24 (1986)

57) 住友重機械工業, 住友-WIS 放射性廃棄物焼却システムパンフレット

58) M. Suzuki, H. Nakazawa, K. Hayashi, H. Yai and M. Okuno: *NGK Review*, 18, 59-68 (1994)

59) 山口茂樹: *PPM*, 23, 5, p.43-52 (1992)

60) 洞口満弘、鹿納栄、関勝男、貝原裕二、小瀬公利、小野典彦: 日本機械学会第5回環境工学総合シンポジウム'95講演論文集, p.126-128 (1995)

61) 平井修司: 化学工学第61年会研究発表講演要旨集, R208, p.235-236 (1996)

62) Epstein, M.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived Reducing and Combustion Gases at High Temperature*, No.1, EPRI (1992)

63) Brown, R. A.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived Reducing and Combustion Gases at High Temperature*, No.2, EPRI (1992)

64) 中山稔夫、荒木成光、高畠英章、高橋昭浩: 日本エネルギー学会誌, 75, 5, p.351-360 (1996)

65) Tatani, A., M. Suzuki, T. Sera and S. Onishi: *Proc. Int. Conf. Power Engineering -97*, p.345-349 (1997)

66) 坪谷久男: "石炭利用技術情報," 18-11, p.10-13, 石炭利用総合センター (1997)

67) 矢野和明: 第1回FBCラウンドテーブルカンファレンス, p.53-68, NEDOクリーンコールテクノロジーセンター (1995)

68) 高塚汎: 第1回FBCラウンドテーブルカンファレンス, p.31-35, NEDOクリーンコールテクノロジーセンター (1995)

69) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.30-7.31, U.S. Department of Energy (1995)

70) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.28-7.29, U.S. Department of Energy (1995)

71) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.26-7.27, U.S. Department of Energy (1995)

72) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.24-7.25, U.S. Department of Energy (1995)

73) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.20-7.21, U.S. Department of Energy (1995)

74) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.10-7.11, U.S. Department of Energy (1995)

75) "Clean Coal Technology Demonstration Program," DOE/FE-0330, April, p.7.8-7.9, U.S. Department of Energy (1995)

76) 渡辺正敏、牧野尚夫、伊藤茂男、白井裕三、田中隆、末広貢、河村敏: 火力原子力発電, 39, 4, p.365-376 (1988)

77) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.75, IEA Coal Research (1977)

78) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.20, IEA Coal Research (1977)

79) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.52, IEA Coal Research (1977)

80) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.46, IEA Coal Research (1977)

81) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.45, IEA Coal Research (1977)

82) Mitchell, S.: "Hot gas particulate filtration," ISBN 92-9029-289-X, p.41, IEA Coal Research (1977)

83) Nieminen, M.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived Reducing and Combustion Gases at High Temperature*, No.6, EPRI (1992)

84) Jahkola, A., J. Jalovaara and S. Hulkkonen: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.947-951 (1991)

85) Durst, M., M. Müller, M.R. Schnell and A.R. Wagner: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.1081-1086 (1991)

86) Laux, S., H.P. Schiffer and U. Renz: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.959-969 (1991)

87) 福井洵、森高志: "石炭利用技術情報," 昭和63年2月号, p.1-7, 石炭利用総合センター (1988)

88) Sellakumar, K.M., J. Isaksson and S.J. Provol: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.1087-1094 (1991)

89) Schellberg, W.: *Proc. Twelfth Annual Int. Pittsburgh Coal Conf.*, p.58-63 (1995)

90) Dennis, R.A., T.E. Lippert, G.J. Bruck, M.A. Alvin and M.J. Mudd: *Proc. Tenth Particulate Control Symposium and Fifth Int. Conf. Electrostatic Precipitation*, p.1-14

(1993)

91) Mudd, M.J. and J.D. Hoffman: *Proc. 12th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.719-727 (1993)

92) 後藤秀樹: 平成7年度火力原子力発電大会要旨集, p.32-33 (1995)

93) 玉置浩二: 平成8年度火力原子力発電大会要旨集, p.6-7 (1996)

94) 澤田磐雄、渥美博允: 第5回FBCラウンドテーブルカンファレンス, p.75-81, NEDOクリーンコールテクノロジーセンター (1996)

95) Rainer, W. and E. Jürgen.: *Proc. Twelfth Annual Int. Pittsburgh Coal Conf.*, p.52-57 (1995)

96) Roll, M.W.: *Proc. Twelfth Annual Int. Pittsburgh Coal Conf.*, p.72-77 (1995)

97) 梶畠賀敬、渡辺晃弘、田中雅、村松忠義: 平成8年度火力原子力発電大会要旨集, p.62-63 (1996)

98) 森高志、草田省三、児玉健三郎、亀井健治、和泉憲明、舟橋公廣、川真田直之、福井洵: 川崎重工技報, 104, 2, p.78-84 (1989)

99) 石川勝也、伊東速水、久保幸雄、平尾元亮、吉田幸輔: 川崎重工技報, 109, 4, p.30-38 (1991)

100) Lippert, T.E., M.A. Alvin, D.M. Bachovchin, G.B. Haldipur, R.A. Newby and E.E. Smeltzer: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.1073-1079 (1991)

101) 水上俊一、若林稔、村田博之: 粉体工学会誌, 22, 11, p.753-759 (1985)

102) Gennrich, T.J.: "High Temperature Gas Cleaning," p.106-119, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (1996)

103) Nieminen, M., K. Kangasmaa, E. Kurkela and P. Ståhlberg: "High Temperature Gas Cleaning," p.120-131, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (1996)

104) Meyer, B., H. Walter, H.-P. Schiffer and W. Adlhoch: "High Temperature Gas Cleaning," p.767-781, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (1996)

105) Schumacher, H.J. and W. Renzenbrink: "High Temperature Gas Cleaning," p.794-805, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (1996)

106) "Hot Gas Particulate Clean-up," Technology Status Report TSR001, March, ETSU, DTI, UK (1996)

107) 森和己、滝真人、高橋毅、芦沢正美、内田聡、兼平真吾、武野計二: 電気現場技術, 4, p.10-14 (1997)

108) Swanson, M.L., R.O. Ness, Jr. and M.D. Mann: *Proc. Thirteenth Annual Int. Pittsburgh Coal Conf.*, p.109-128 (1996)

109) Bruck, G.J., T.E. Lippert and W.F. Domeracki: *Proc. Thirteenth Annual Int. Pittsburgh Coal Conf.*, p.1278-1283 (1996)

110) MPS, March, p.17-20 (1997)

第2章 石炭ガスのダスト性状とフィルタ捕集ダスト層の圧力損失

2.1 緒言

石炭ガス化プロセスにおける集塵装置入り口のダスト濃度は、ガス化方式、炭種、ガス化条件、集塵装置上流のチャー回収システムによって大きく異なり、 $1\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ 以下から数十 $\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ 、平均粒径も $1\mu\text{m}$ 以下から数十 μm 程度までの幅がある。多孔質セラミックフィルタはこのような条件に適用できる方式であり、他方式に比べて捕集性能は最も優れ、出口ダスト濃度は入口条件によらず $1\text{mg}/\text{m}^3_{\text{N}}$ 以下を容易に達成する¹⁾。その一方、長期使用の際の目詰まりや、セラミックス材料の長期信頼性、集塵、払い落としの際の圧力変動などが問題点として指摘される。

さてフィルタの目詰まりや圧力損失、装置の運転法はダスト性状との関係が深く、それらはチャー回収システムと密接に関わっている。チャー回収システムは、ガス化炉へのチャーリサイクル率を上げ、ガス化効率を向上させると同時に、後流の集塵装置の負荷低減を図るもので、サイクロンや電気集塵器^{2,3)}が試験されている。しかしながら、チャー回収系が有効に働き、フィルタに流入するダスト濃度が低下したにもかかわらず、フィルタ捕集ダスト層の圧力損失の上昇が速まる現象が見られ、単にダスト濃度を下げただけではフィルタの負荷低減にはつながらないことが判明した。そのため、本章ではサイクロンを用いたチャー回収システムによるダスト性状の変化と、そのセラミックフィルタの圧力損失への影響について、石炭チャーを用いた常温常圧下でのコールド試験、並びに実際の石炭ガスを用いた高温高圧集塵試験結果をもとに考察した。

2.2 実験装置

2.2.1 高温高圧実験装置

高温高圧集塵試験の全体のフローをFig. 2.1に示す。処理能力2ton/dayの2段噴流床(Entrained bed)ガス化炉⁴⁾で、平均粒径約 $40\mu\text{m}$ の微粉炭をガス化し、生成ガスをFig. 2.2に示すサイクロンへ送る。ここでチャー回収を行った後、セラミックフィルタで集塵を行った。サイクロン捕集チャーはガス化炉へリサイクルされるが、この操作には、まずチャーをサイクロンホッパーに貯め、定期的に下部のロックホッパーへ払い出す。払い出しの際には、サイクロン下のバルブを閉じてサイクロンホッパーとロックホッパーとの均圧をとり、ホッパー間のバルブを開いてダストを移す。その後、このバルブを閉じてサイクロンホッパーとサイクロンとの均圧をとり、サイクロン下のバルブを開くというものである。サイクロンの運転

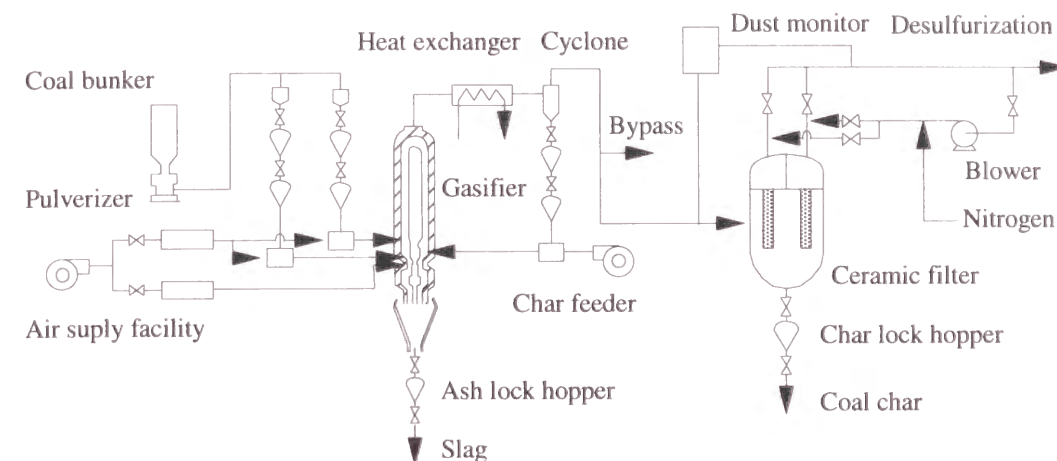


Fig. 2.1 Schematic representation of 2T/D Gasification and hot gas clean up process

条件は673K、2.0MPa、入口流速として約30m/sを標準としたが、試験毎に異なり、特に入口濃度はガス化条件、炭種、チャーリサイクルの有無によって20～100 $\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ の範囲で変化した。またフィルタの集塵流速を所定値に維持するため、フィルタ数とフィルタに流入するガス量を調整した。Table 2.1にセラミックフィルタの集塵条件を示すが圧力、温度とも試験毎に異なり、フィルタ入口ダスト濃度は時間とともに変動した¹⁾。

Table 2.1 Test condition of hot coal gas filtration

Temperature	T	[K]	573～723
Pressure	P	[MPa]	1.67～1.87
Gas volume flow rate	Q	[$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$]	200～400
Dust concentration	C	[$\text{kg}/\text{m}^3_{\text{N}}$]	0.001～0.06
Face velocity	u_f	[m/s]	0.005～0.03
Maximum pressure loss	ΔP_{max}	[kPa]	9.8, 19.6, 29.4
Cleaning velocity	u_r	[m/s]	0.03～0.25

集塵装置の内部には、**Fig. 2.3**に示すようにフィルタの取り付け口が8ヵ所あり、それぞれに1本または2本のフィルタを必要に応じてつり下げた。さまざまな運転形態を試験したが、連続運転ではフィルタをGroup-1からGroup-4の4室に分け、集塵中は全室を使用し、圧力損失が所定値に達したときにGroup-1から連続してすべてのフィルタを室単位で逆洗した。逆洗中は、残り3室で石炭ガスと流入した逆洗ガスの集塵を行った。フィルタの逆洗にはoff-line方式を採用し、出口のバルブを閉じて逆洗室のガスを停止した後、高压窒素ガスを2度クリーンサイドから逆流させた。一回の窒素の噴射時間は約0.3～0.5sで、フィルタ表面を通過する際の逆洗流速は**Fig. 2.4**に示すように最大で約25cm/s程度とした。

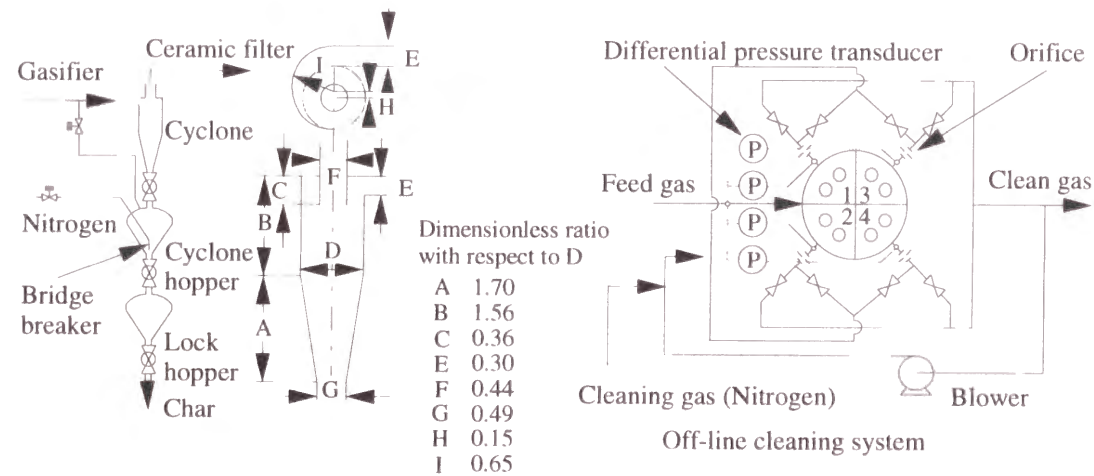


Fig. 2.2 Schematic representaion of char recovery cyclone

Fig. 2.3 Schematic of filtration system with off-line cleaning

使用したフィルタは日本ガイシ株式会社(NGK)製のアルミナフィルタ(FA-1)とSiCフィルタで、いずれも内径4cm、外径7cm、長さ1mのチューブ状のものである。**Fig. 2.5**に示すように、その一端を金属キャップで塞ぎ、金属性のロッドでチューブシートからつり下げた。熱膨張はロッドに取りつけられたスプリングで吸収し、セラミックスと金属部のシールにはグランドパッキンを用いた。なお、この仕様はスプリングとグランドパッキンの耐熱性のため、適用温度は500℃以下に限られる。フィルタの仕様を**Table 2.2**に、また**Fig. 2.6**に各フィルタの外観と断面の電子

顕微鏡写真を示すが、FA-1はアルミナ質の単層構造のもので、平均細孔径は25μmである。SiCフィルタは、アルミナフィルタに比べて耐熱衝撃性に優れており、目詰りに対する耐久性の向上とフィルタの低圧力損失化を図るため、フィルタの表層を平均細孔径約6μm、内部は約160μmの粗い細孔とした複層構造の外面濾過フィルタである。

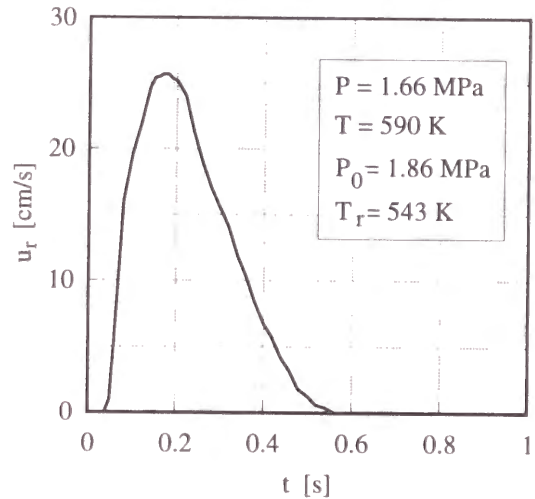


Fig. 2.4 Change of cleaning velocity at external surface of filter

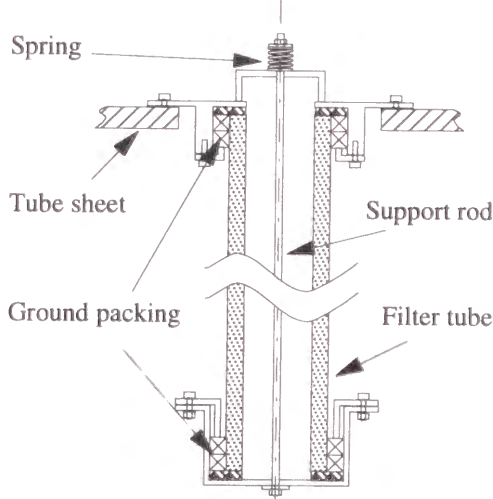


Fig. 2.5 Schematics of filter support in high temperature and high pressure filtration facility

Table2.2 Specification of tested filters at high temperature and high pressure

		FA-1	SiC membrane
Material		Alumina	SiC
Size:	External diameter[m]	0.07	0.07
	Internal diameter [m]	0.04	0.04
Length	[m]	1	1
Film thickness	[μm]	-	100
Porosity	(%)	40	40
Structure		Monolith	Membrane on base tube
Average pore size	[μm]	25	6(membrane), 160(base tube)

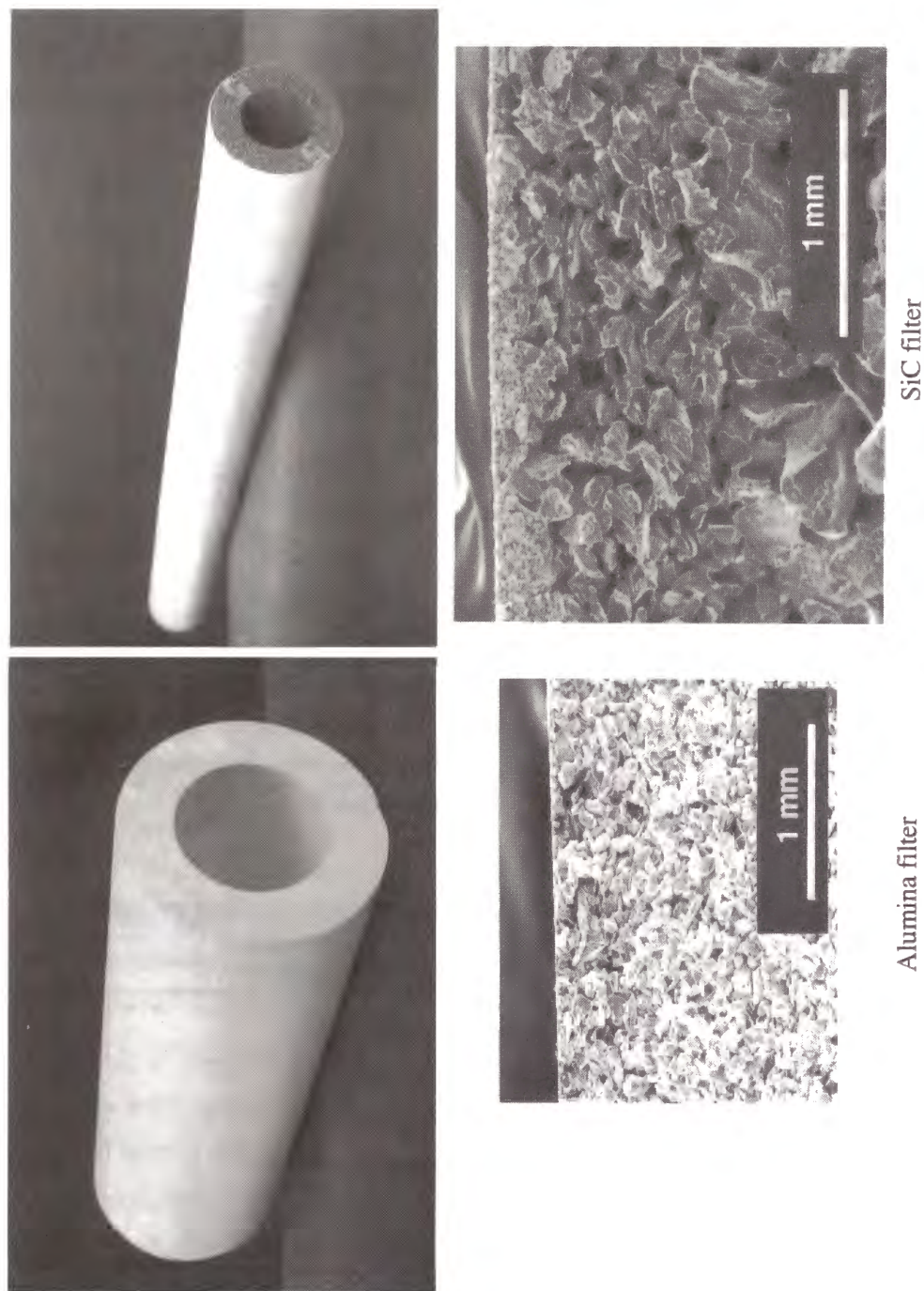


Fig. 2.6 External appearance and electron microscopic photograph of cross section

ダスト濃度計測にはJIS Z8808に準拠した濾紙による捕集を行ったが、一方でFig. 2.7に示す装置を取付け、ダスト濃度を連続計測した。この装置では、石炭ガスをサンプリングし、コイルを通過する間に減圧する。その間に水分が凝縮しないよう配管やコイルは保温しておく。減圧後、空気で約10倍程度に希釈し、ここから再びサンプリングを行って光散乱式のダストカウンターでモニターする。石炭ガスの主流からモニターまでの間には、誤差の原因となる因子が多くあるので、濃度の換算は行わず変動だけを観察した。

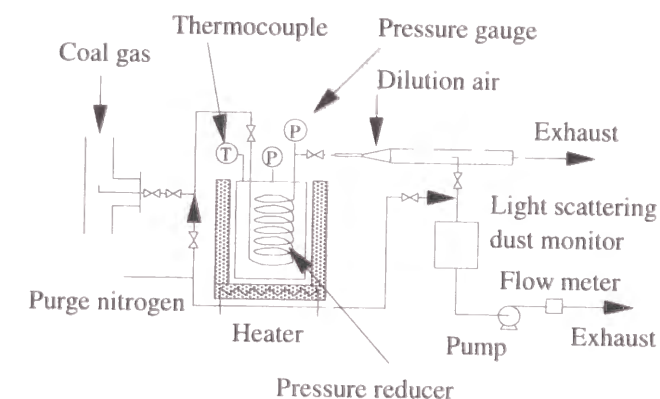


Fig. 2.7 On-line dust monitoring system

2.2.2 コールド実験装置

Fig. 2.1のプロセスのセラミックフィルタで捕集した石炭チャーを用いて、室温、大気圧下でフィルタ上に堆積するダスト層の圧力損失とダスト濃度、集塵流速の関係を考察した。Fig. 2.8に装置のフローを示す。コンプレッサーの空気を除湿して、テーブルフィーダより供給した石炭チャーをエゼクターを通して吸引、分散させ、フィルタへ導入した。石炭チャーはフィルタ表面に捕集され、圧力損失が所定値に達したときにガスラインを切り替え、クリーンな空気を出口側から逆流させ捕集ダスト層を払い落とした。フィルタの圧力損失はデジタルマノメータで測定し、レコーダに記録した。空気流量はフィルタの後流で測定し、フィーダの供給量からダスト濃度を求めた。使用したフィルタは日本ガイシ(株)のFA-1である。Table 2.3に実験条件を示すが、ダスト濃度は $2 \sim 40 \text{ g/m}^3$ とし集塵流速は 0.5 から 3 cm/s の範囲で変化させた。Fig. 2.9には、実験に用いた石炭チャーの粒径分布を島津遠心沈降式粒度分布測定装置SA-CP2で測定した結果を示す。平均粒径は $8 \mu\text{m}$ であるが、凝集体をエゼクターで完全に分散させることは困難であるため、飛散状態の粒径はそれより大きいと考えられる。

Table 2.3 Cold test condition

Filter	FA-1 ID: 4cm, OD: 7cm, L: 15, 20, 25cm
Temp., Press.	293K, Atmospheric pressure
Dust concentration	2~40g/m ³
Face velocity	0.5~3cm/s
Dust particles	Coal char, Dp ₅₀ =8.3μm

ID: Internal diameter, OD: Outer diameter

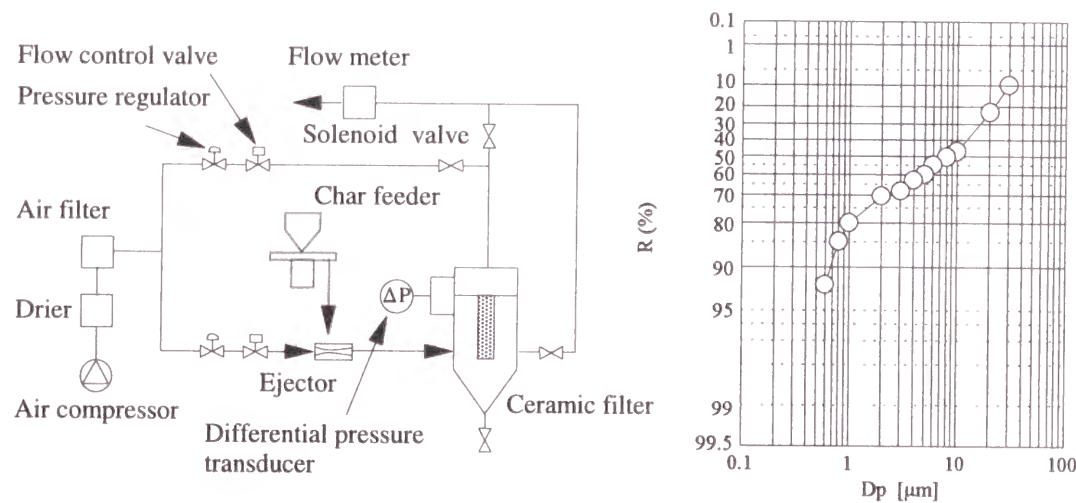


Fig. 2.8 Schematic representation of cold test apparatus

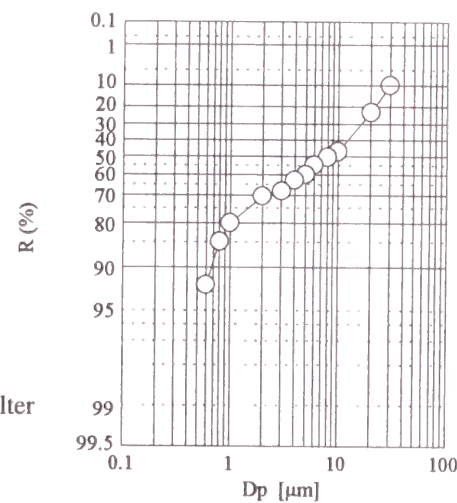


Fig. 2.9 Cumulative size distribution of coal char used in cold test

2.3. 実験結果および考察

2.3.1 フィルタの捕集性能とフィルタ内へのダスト侵入

セラミックフィルタの集塵性能は極めて優れており、フィルタの細孔径をある程度小さくすれば、濾過面に形成されるケーキで、入り口濃度によらず高い捕集効率を達成できる¹⁾。高温高圧試験においてフィルタ後流でダストがわずかに計測された²⁾ことがあったが、フィルタを割って内部を観察したところ、フィルタ内をダスト粒子が透過した痕跡は見られず、ダストは主にフィルタ取付け部、容器隔壁の継ぎ目からリークしたことが判明した。Fig. 2.10にフィルタ入口、出口のダス

ト濃度の計測結果の一例を示す。本結果はSiCフィルタ使用時のものであるが、FA-1でも同様の結果が得られた。Fig. 2.10では入口濃度が1~60g/m³Nまで変動しているが、この原因はサイクロンの下部が閉塞し大半のダストが吹き抜けたためである。サイクロン入口のダスト濃度は40-100g/m³N、実際の濃度では300-700g/m³であり、フィルタ入り口で高濃度となる場合、サイクロンはほとんど機能していない。このような条件でもフィルタ出口のダストは濾紙による捕集の測定限界以下を達成しており、目視では濾紙上にダストは検出されなかった。そのため15h以降の出口ダスト濃度の測定は行っていない。しかしながらFig. 2.11のように、FA-1では濾過面から5~6mmの深さまでフィルタ内にダストが侵入し、特にサイクロンが有効に機能したときには短時間でフィルタ内に侵入した。また侵入したダストは、逆洗や試験後に洗浄した程度では除去できなかった。従ってFA-1では目詰まりを抑制するにはポアサイズが大きすぎたと考えられるが、SiCフィルタではフィルタ内へのダスト侵入は目視では観察されず、試験後のフィルタ表面を洗うと表面の色が未使用時と同じようにもどった。従って、SiCフィルタのような構造を採用すれば、フィルタ内へのダスト侵入は防止できると考えられる。

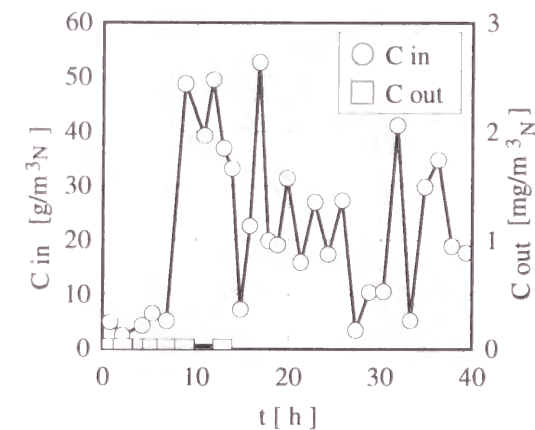


Fig. 2.10 Dust concentrations at inlet and exit of filter

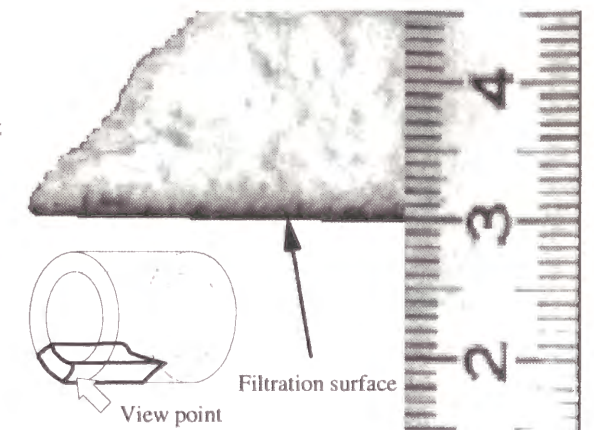


Fig. 2.11 Cross section of FA-1 after filtration of coal char

2.3.2 ダスト濃度と粒径分布

石炭ガス中のダストは、ガス化反応が進まなかった残炭型の粒子と、揮発分な

どから粒子転換した微粒子からなると考えられ、炭種、ガス化条件によって濃度、粒径分布が変動する。例えば、石炭ガスのカロリーを上げるために空気を絞ると、未反応チャーは増加し生成ガス量は低下する。そのとき、気相析出型の煤が増えると考えられるが、未反応のチャーの量が多いため、質量中位径は大きい方へシフトする傾向が見られた⁵⁾。しかしながらフィルタには、これらの影響よりもチャー回収サイクロンの運転状態の影響が大きく、チャーホッパーからの払い出し時の再飛散、サイクロン下部の閉塞などによって集塵装置入り口のダスト濃度が大幅に変動した。**Fig. 2.12**には、**Fig. 2.7**のモニターで観察したフィルタ入口ダスト濃度の変動例を示す。この時点では、上流のサイクロンは比較的良好な状態であったが、そのような場合でもフィルタ入口濃度が定期的に急上昇した。その原因はサイクロン捕集チャーの払い出し時に、サイクロン内の圧力バランスが若干変動したり、ホッパーから吹き上げが生じたためである。このような濃度の変動が、濾紙を用いたダスト濃度計測結果やその粒径分布の誤差の一因となっている。サイクロン捕集チャーの払い出し操作において、圧力バランスを精密にコントロールすれば濃度変動は低減できると考えられるが、ロックホッパーシステムを採用する限り、ある程度の変動は許容しなければならない。またサイクロンが下部で閉塞する場合があり、その時には**Fig. 2.12**のようなパルス状の濃度の上昇ではなく、連続的に高いカウント数が続くことが観察された。従って、このモニターでサイクロンの運転状態、およびフィルタに流入するダスト濃度変化のおおよその監視が可能であった。

Fig. 2.13にはフィルタ入口のダスト濃度と粒径分布の例を示す。ここで微分型粒径分布の計算には、濾紙で捕集したダストサンプルの粒径分布をL&N社Microtrac Model 7991-3で測定した結果を用いた。**Fig. 2.13**より、ダスト濃度が低下したときには大粒径側で大きく変化しており、微粒子側では必ずしも低下していないことが分かる。また粒径分布は、サブミクロン域と20 μm 前後にピークを持つ二峰性の傾向を示している。ここでダス

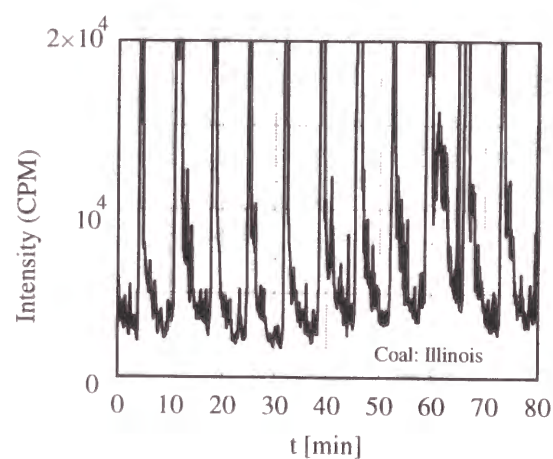


Fig. 2.12 Fluctuation of dust concentration measured with particle counter

ト濃度が数十 $\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ の場合は、サイクロンが閉塞状態に近く、大半のダストがすりぬけている状態であるが、このような場合でもフィルタの捕集性能や逆洗効果に問題はみられなかった。また3.4 $\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ の場合はサイクロンが良好に機能している場合である。これらの結果から、ここで用いたサイクロンは粗粒子の濃度を低減させるのみで、微粒子の捕集は期待できないことがわかるが、これは比較的大型のサイクロン一般の傾向といえよう。またガス化炉の空気比の変更などがあれば、気相析出型の炭素微粒子の生成量が異なるので、微粒子側の濃度も変化すると考えられるが、高ダスト濃度下での凝集やサイクロンの影響、また粒径分布測定の限界から、その影響は明らかにはできなかった。

Fig. 2.14 (a), (b), (c)にはチャー微粒子の透過型電子顕微鏡写真とその視野内の電子線回折像(SAED)を示す。いずれの回折写真も同心円状のハローが見られ、これはカーボンブラックの典型的なパターンである。(b)ではカーボンブラックの回折の中に格子状の回折が見られるが、TEM写真の黒ずんだ粒子からの回折と考えられ、それらの中に無機物が含まれていると考えられる。一方(a)、(c)の視野内の粒子はほとんどカーボンブラックと考えられ、粒子状のもの、粒子が集まって板状となったもの、多重成長した粒子などが混在している。このうち板状のものは粒子が集まって板状に変形していったと考えられ、その主成分はやはりカーボンブラックである。これらの観察結果から、石炭ガスに含まれる微粒子の主成分はさまざまな結晶化度のカーボンブラックで、無機物を少量含んだものと考えられる。

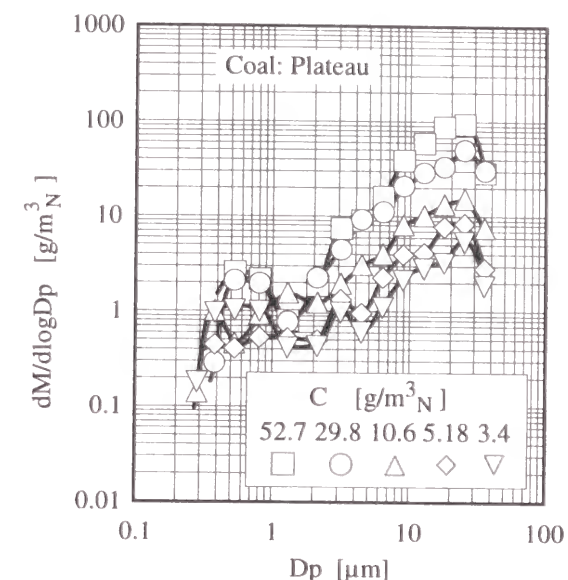


Fig. 2.13 Differential size distribution of coal char at various concentrations

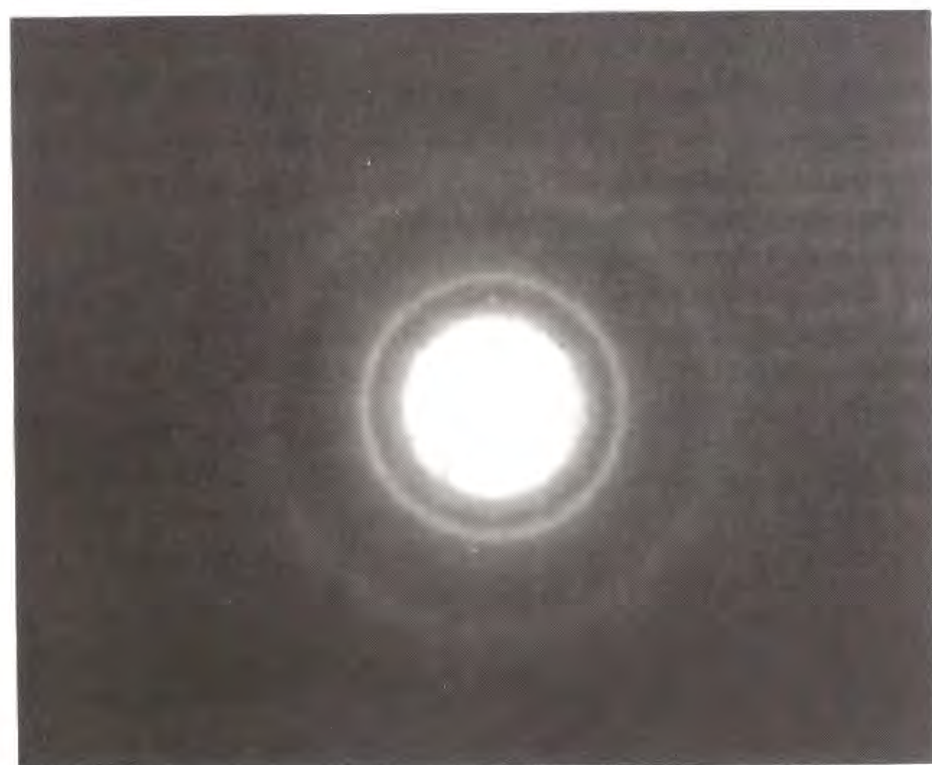
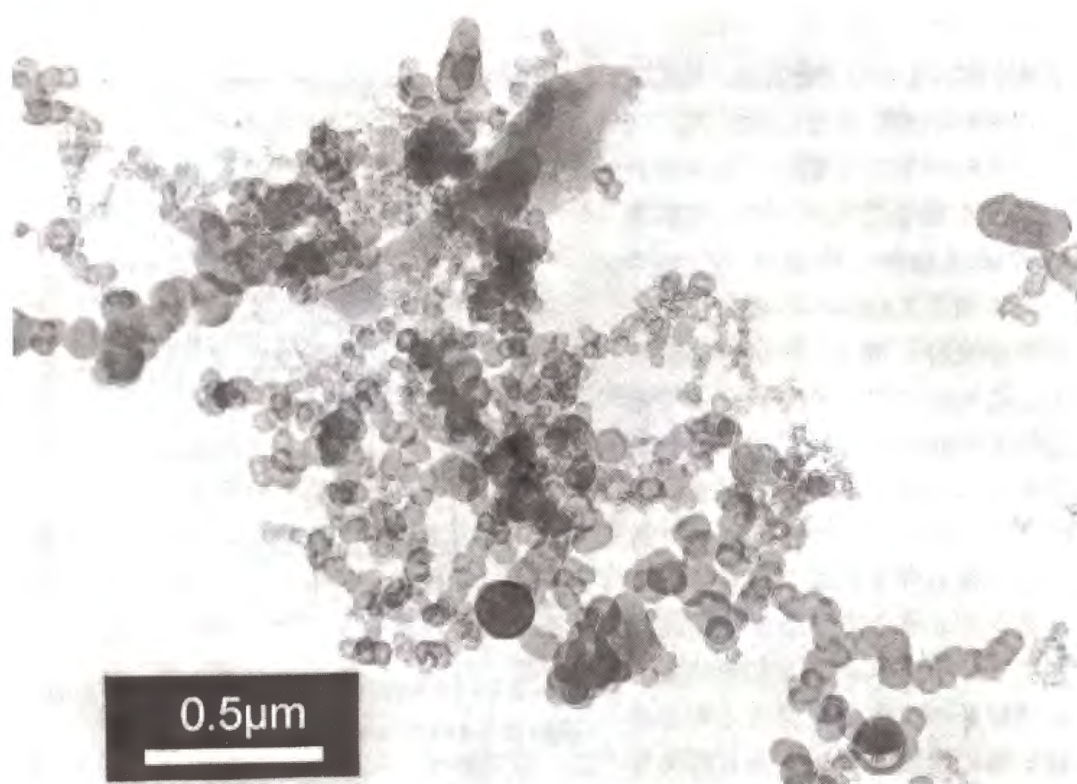


Fig. 2.14 (a) TEM and SAED photograph of fine char particles

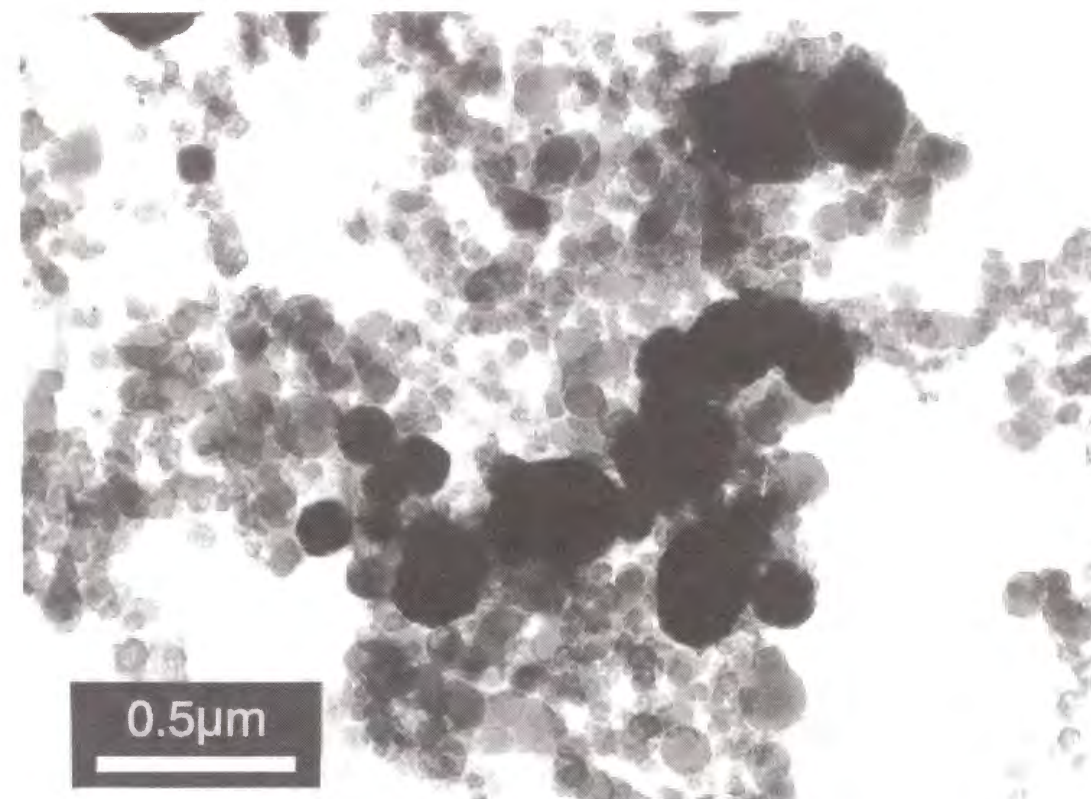


Fig. 2.14 (b) TEM and SAED photograph of fine char particles

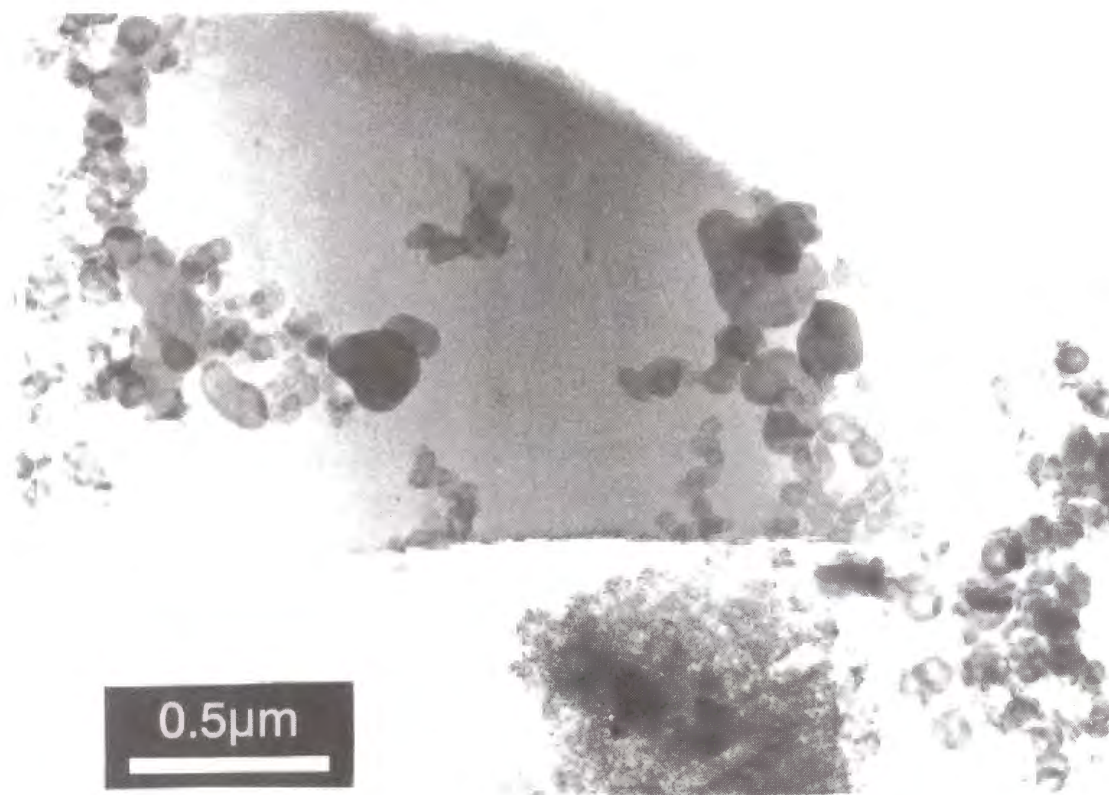


Fig. 2.14 (c) TEM and SAED photograph of fine char particles

2.3.3 捕集ダストの圧力損失とダスト性状

セラミックフィルタの集塵では、鋸歯状の圧力損失の変動が生じる。

Fig. 2.15はFig. 2.12と同時刻のフィルタの圧力損失を示したものであるが、濃度変動の影響は圧力損失上昇カーブには現われていない。逆洗時に圧力損失のピークが生じるのは、この間に集塵を行うフィルタ数が減って濾過面積が減少するためと、逆洗ガスとして流入した窒素が石炭ガスに加わって濾過されるためである。この圧力損失のピークが大きすぎると、他の機器の運転に影響する可能性があるため、ピークの低減に関しては第3章で検討する。

さて集塵中に測定される圧力損失はフィルタの損失とダスト層の損失の和としてEq.(2.1)のように表される。

$$\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_d \quad (2.1)$$

ここで ΔP_L はフィルタの逆洗直後の圧力損失であるベースライン圧力損失を、また ΔP_d はダスト層の圧力損失を表わす。

多孔質内の流れをEq.(2.2)で表わされるDarcy則⁶⁾に従うとすると、フィルタの圧力損失は非圧縮性流れではEq.(2.3)、等温流れではEq.(2.4)のように表される。ただし式中の記号はそれぞれ ΔP_f :フィルタ単体の圧力損失、 ε :フィルタの空隙率、 μ :ガス粘度、 ρ :ガス密度、 κ_f :permeability、 r_o, r_i :フィルタの内、外半径、 u_f :フィルタ外面における濾過流速、 u_w :フィルタ内面における濾過流速、 P_o, P_i :フィルタの内、外圧を表す。

フィルタのベースライン圧力損失には、フィルタ自身の圧力損失に残留ダストによる圧力損失あるいはフィルタ内に侵入したダストの影響が加わるため、フィ

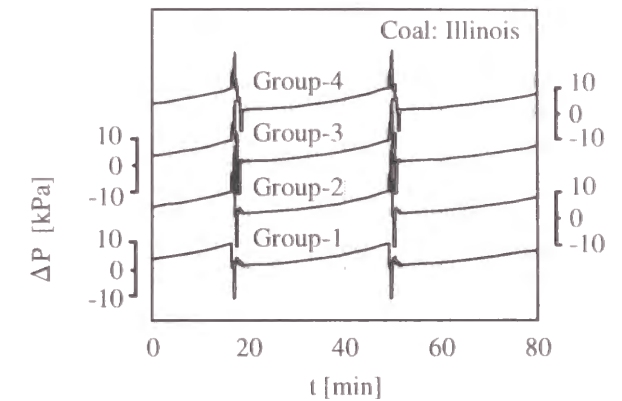


Fig. 2.15 Change of pressure loss in filter system at the same period of Fig. 2.12

ルタのpermeabilityは表面付近で変化することになる。またSiCフィルタのような複層構造を取る場合には、permeabilityはもともと局所的に変化している。そのような場合でも、 κ_f をフィルタ半径方向の平均的なpermeabilityとみなし ΔP_f を ΔP_L に置き換えることで、Eqs.(2.3)、(2.4)の適用が可能である。いずれの式を用いてもその差は小さいが、逆洗ガスと集塵ガスの温度差が大きい場合にはガスがフィルタを透過する間に温度変化が生じるため、式の適用に注意を要する。

$$\left(\frac{\varepsilon \mu}{\kappa_f} \right) \frac{\partial \rho}{\partial t} = (\nabla \cdot [\rho \nabla P]) \quad (2.2)$$

$$\Delta P_f = \frac{\mu u_f r_1 \ln(r_1/r_0)}{\kappa_f} = \frac{\mu v_w r_0 \ln(r_1/r_0)}{\kappa_f} \quad (2.3)$$

$$u_f = \frac{\kappa_f}{2\mu r_1 \ln(r_1/r_0)} \frac{P_1^2 - P_0^2}{P_1}, \quad v_w = \frac{\kappa_f}{2\mu r_0 \ln(r_1/r_0)} \frac{P_1^2 - P_0^2}{P_0} \quad (2.4)$$

さて、集塵中の圧力損失の上昇速度、すなわち捕集ダスト層の圧力損失の増加は、ダスト濃度、集塵流速、ダスト粒径などの関数である。Fig. 2.16はダスト濃度と集塵中の圧力損失の上昇速度との関係を示したものであるが、ダスト濃度が10倍変化しているにもかかわらずその影響は明確に現れていない。この原因は、Fig. 2.13に示したようにダスト濃度とともに粒径分布が変化し、同時にフィルタ上に堆積するダスト層の空隙が変化するためと考えられる。

ところでKozeny-Carman式⁷⁾に基づ

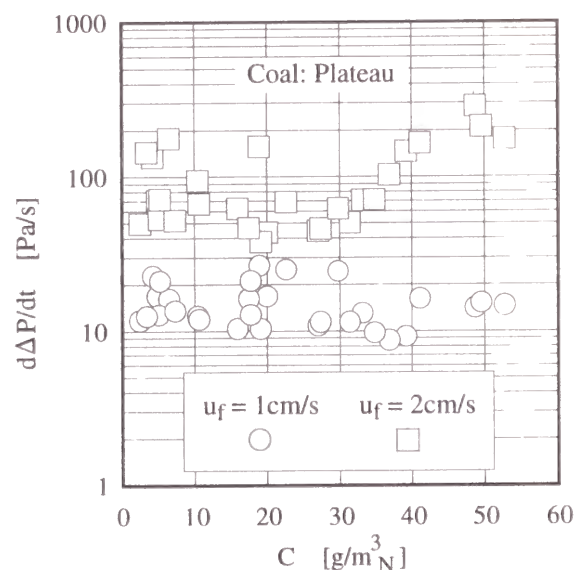


Fig. 2.16 Rate of pressure loss increase in dust cake

くと、Fig. 2.15の圧力損失の上昇速度はEq.(2.5)のように与えられる(Appendix-A参照)。

$$\frac{d\Delta P}{dt} = 5 \frac{\mu}{\rho_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} S_v^2 C_a u_f^2 \quad (2.5)$$

この式に基づきダスト濃度、集塵流速の影響について、コールド試験および高温高圧試験によって実験的に検討した。

(1) ダスト濃度の影響

Fig. 2.17に集塵流速とダスト性状を一定としたときの、濃度と圧力損失の上昇速度の関係を示す。図よりダスト性状が同じであればEq.(2.5)のように圧力損失の上昇速度は濃度にはほぼ比例することが分かる。

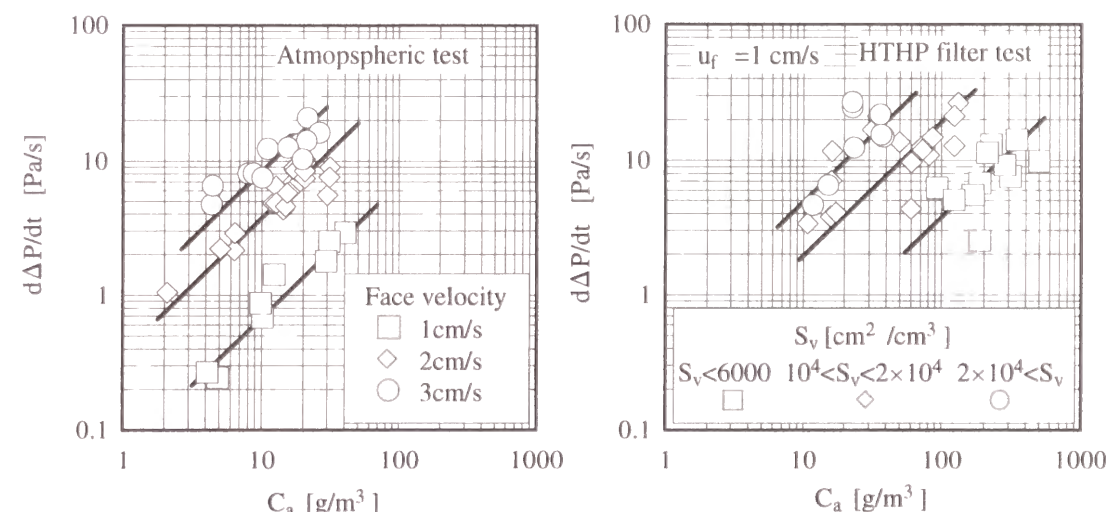


Fig. 2.17 Relationship between rate of pressure loss increase and dust concentration

(2) 集塵流速の影響

ダスト濃度、ダスト性状を一定とし、集塵流速を変化させた場合の結果をFig. 2.18に示す。実験を行った0.5～3cm/sの範囲では圧力損失の上昇速度はおおよそ集塵流速の2.6乗に比例しているが、これは集塵流速を上げるとダスト層が圧密されるためと考えられる。そこで次のようにしてダスト層が気流で圧密されるこ

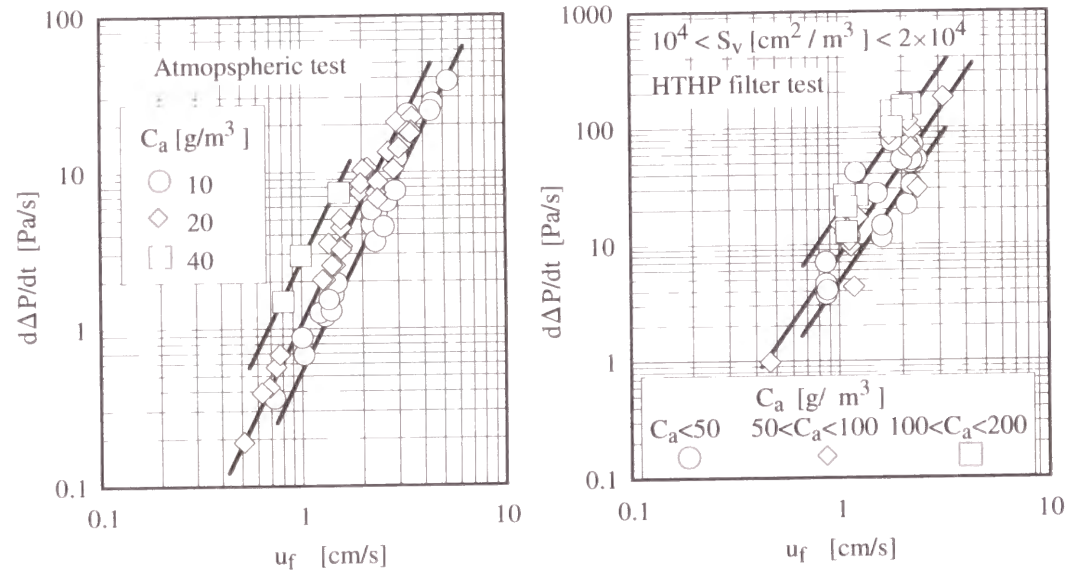


Fig. 2.18 Relationship between rate of pressure loss increase and face velocity

とを確認した。Fig. 2.19に示すように、いま集塵流速 u_f で圧力損失が ΔP_1 となるまでダストを捕集し、その後ダストの供給を停止してガスのみを $u_f=0 \sim u_1$ の範囲で変化させると、圧力損失は $(u_f, \Delta P)=(0,0) - (u_1, \Delta P_1)$ を結んだ直線 $\Delta P=1.57u_f$ を動く。次に u_f を u_1 を超えて u_2 まで増加させると、圧力損失は直線から外れて ΔP_2 まで $\Delta P=0.165u_f^{1.24}$ の曲線上を移動した。ここで u_f を再び $0 \sim u_2$ の範囲で変化させると圧力損失は $(u_f, \Delta P)=(0,0) - (u_2, \Delta P_2)$ を結ぶ直線 $\Delta P=1.76u_f$ 上を動くようになった。 u_f を u_2 以上に増加すると圧力損失は再び直線を外れて $\Delta P=0.165u_f^{1.24}$ に

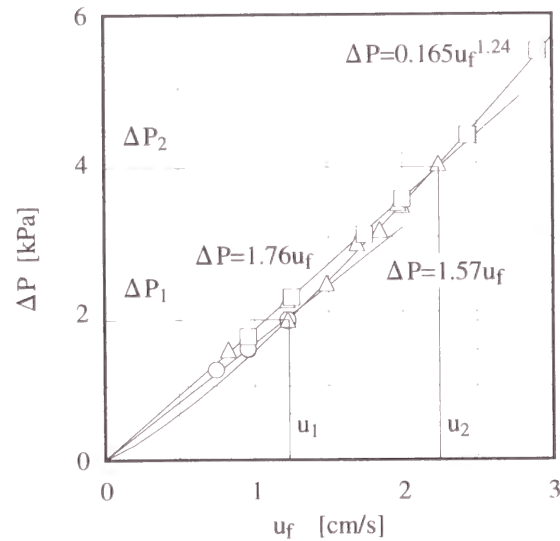


Fig. 2.19 Effect of face velocity on pressure loss in dust cake

沿って増加した。以上の結果より、ダスト層は気流の増加とともに圧密され、その流速が $1 \sim 2 \text{ cm/s}$ といった低速であっても圧密が進むことが分かる。従って圧力損失の上昇には集塵流速の設定が大きな影響を持ち、その違いによってダスト層の堆積構造が異なると考えられる。そこでEq.(2.6)のように、圧力損失の上昇速度からダスト濃度、集塵流速の影響を除いて、高温高圧試験結果から比表面積について調べてみた結果をFig. 2.20に示す。

$$\frac{d\Delta P}{dt} / \left(\frac{\mu}{\rho_p} C_a u_f^{2.6} \right) = f(S_v) \quad (2.6)$$

ここで比表面積は、粒子を球と仮定して、粒径分布図の粒径を幾つかの区間に分け、Eq.(2.7)のように区間毎の比表面積を積算して求めた。式中の ΔR_i は区間 $Dp_i \sim Dp_{i+1}$ の体積分率で、質量分率に等しいとみなし、また分母の Dp_i には、 Dp_i と Dp_{i+1} の調和平均径を用いる必要があるが、対数平均で近似した。

$$S_v = \int \frac{6}{Dp} f(Dp) dDp \approx \sum_i \Delta R_i \frac{6}{Dp_i} \quad (2.7)$$

Fig. 2.20より、圧力損失の上昇速度は、比表面積について $S_v < 2 \times 10^6 \text{ m}^2/\text{m}^3$ の範囲ではほぼ2乗に比例し、 S_v がそれより大きくなると比表面積の影響が小さくなっていくことが分かる。この原因は、ダスト粒径が小さい場合にはケーキ層の空隙が大きくなるため^{9,10,11,12}と考えられる。また粒径が $1 \mu\text{m}$ 以下では分子流を考慮する必要がある¹³との報告も見られるが、本条件のような高圧下では平均自由行程が小さく、分子流を考慮する必要はない。

さて比表面積は粒子を球形として粒径分布から計算したものであり、質量中位径と比表面積の関係をFig. 2.21に示す。質量中位径は $0.4 \mu\text{m}$ から $20 \mu\text{m}$ 程度までの幅があり、比表面積は質量中位径から均一径を仮定して求めるよりも大きくなっている。

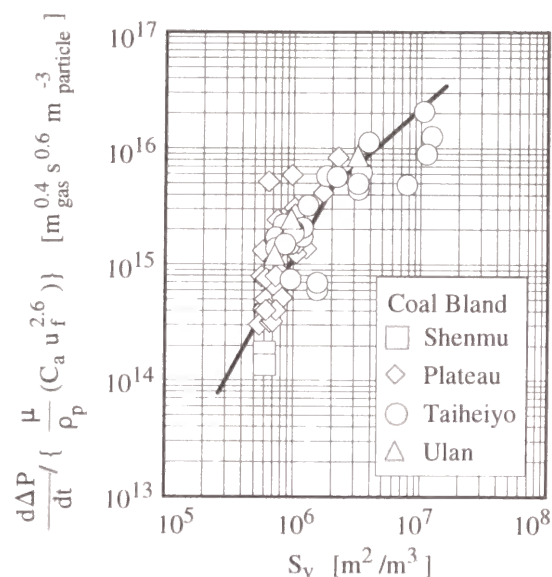


Fig. 2.20 Effect of specific surface area on rate of pressure loss increase

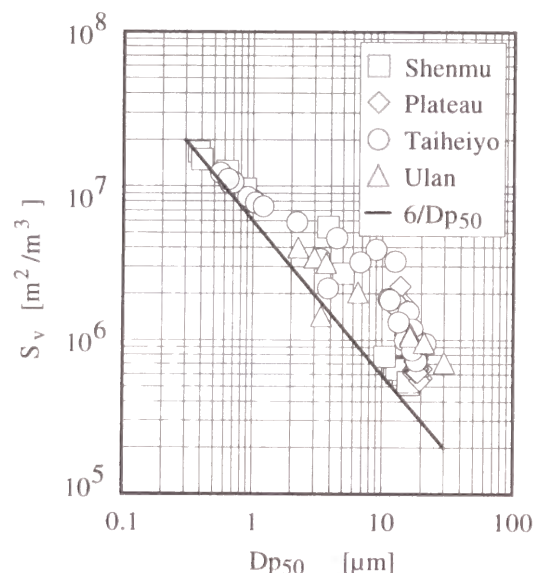


Fig. 2.21 Relationship between average particle diameter and specific surface area

Fig. 2.22にはFig. 2.13の粒径分布に対応した比表面積の分布を示すが、粒径分布が大きい方に偏る場合、または微小粒子の割合が大きい場合、比表面積はそれぞれ大粒子または微小粒子の表面積が支配的となる。一方、質量中位径が数 μm の場合には、二峰性分布の効果が表れ、大粒子と微小粒子の両方の表面積が影響する。Fig. 2.21はこのような効果の表れと考えられ、従って石炭チャーのような幅を持った分布の場合には、質量中位径を用いるより、粒径分布を考慮した比表面積を用いるほうが適している。

Fig. 2.23には、ダスト濃度計測時の圧力損失の上昇速度、集塵流速、ガス粘度などを用いて、Eq.(2.5)より計算した空隙率を示す。比表面積の増加とともに空隙率も増えており、空隙率の変化には流速と比表面積の両方を考慮する必要があることが分かる。

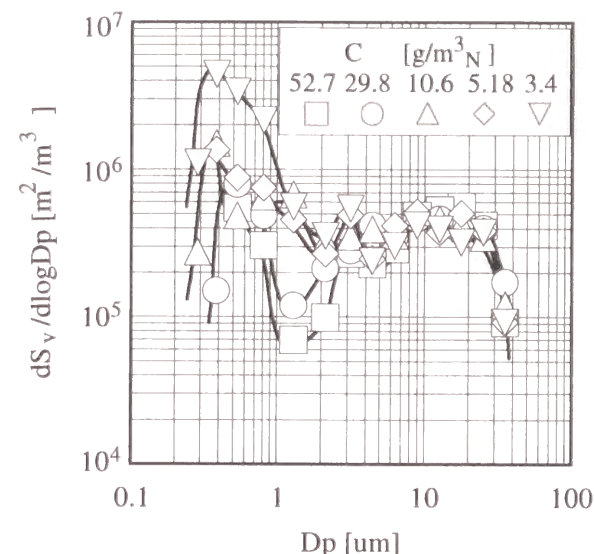


Fig. 2.22 Differential distribution of specific surface area as a function of particle diameter

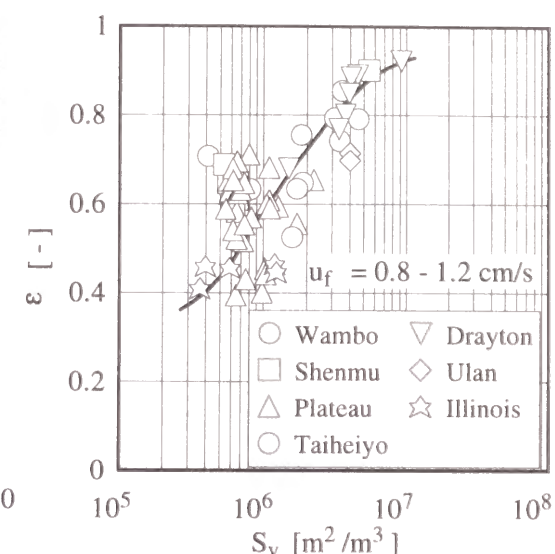


Fig. 2.23 Calculated porosity of dust cake from Eq.(2.5)

Fig. 2.24にはフィルタ入口のダスト濃度と比表面積の関係を示すが、ダスト濃度が $10\text{g/m}^3\text{N}$ 以下となると、比表面積は濃度に対してほぼ反比例している。一方、この範囲ではFig. 2.20のように、圧力損失の上昇速度が比表面積の一乗程度に比例するようになっている。従って、ダスト濃度を下げても、比表面積の増加によって圧力損失の上昇速度は変わらない結果となり、フィルタの圧力損失の低減を図るには、サブミクロン粒子も高効率で捕集するサイクロンが必要になってしまう。チャー回収率の向上という観点では、セラミック

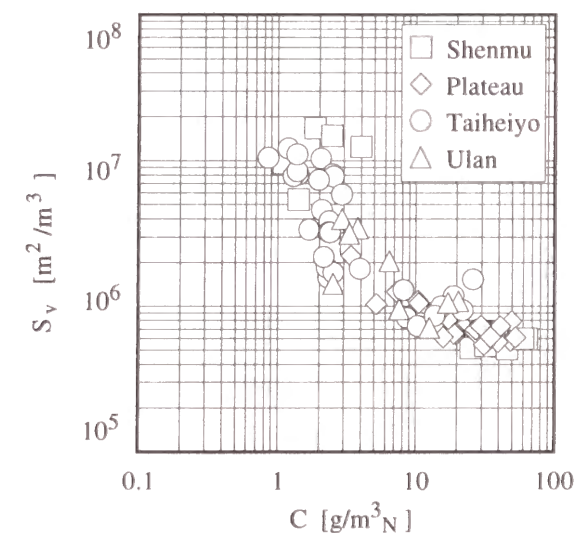


Fig. 2.24 Relationship between dust concentration and specific surface area

フィルタを用いると捕集チャーは全量ガス化炉へリサイクルできるので、ガス化炉の炭素転換率はサイクロンの集塵性能によらなくなる。従ってチャー回収率の向上には、サイクロンの高性能化を図るよりも、フィルタを利用するほうが実用的であると考えられる。

2.4 本章の結論

セラミックフィルタを用いた石炭ガスの高温集塵において、チャー回収系とダスト性状の関係、およびフィルタの圧力損失について検討した結果、以下のことが判明した。

- 1) ロックホッパーシステムを用いたチャー回収系では、チャー払い出し時の再飛散によってフィルタに流入するダスト濃度が急上昇し、濃度測定誤差の一因となっている。しかしながら、その濃度変動によるフィルタの圧力損失への影響は極めて小さい。
- 2) 石炭チャーにはサブミクロン粒子がかなり含まれており、その主成分は一部グラファイト化したカーボンブラックである。
- 3) ダスト層の圧力損失は、粒径分布が一定ならばダスト濃度に比例し、集塵流速に対してはダスト層の圧密の効果が加わるため、流速が0.5～3cm/sの範囲ではほぼ2.6乗に比例する。一方、比表面積が小さい場合には比表面積のほぼ2乗に比例しているが、比表面積が増加、すなわち粒子が小さくなると、その見かけの影響は小さくなる。この原因はダスト層の空隙率が増加するためと考えられる。
- 4) チャー回収系にサイクロンを用いる場合、ダスト濃度の低下が比表面積の増加と相殺されて、フィルタの圧力損失の低減にはつながらない。チャー回収系は、捕集性能よりも安定性を重視したサイクロンと、捕集性能に優れたセラミックフィルタの組み合わせで構成するのが適していると考えられる。

Nomenclature

C	: Dust concentration at normal condition	[kg/m ³ _N]
C_a	: Dust concentration at actual condition	[kg/m ³]
C_{out}	: Dust concentration at filter exit	[kg/m ³ _N]
Dp_{50}	: Mass median diameter	[m]
$f(Dp)$: Differential size distribution function	[m ⁻¹]
L	: Filter length	[m]
M	: Mass concentration of dust	[g/m ³ _N]
P	: Coal gas pressure	[Pa]
P_0, P_l	: Gas pressure at internal and external surface of filter	[Pa]
Q	: Volume flow rate of coal gas	[m ³ _N /h]
r_0, r_l	: Internal and external radii of filter tube	[m]
S_v	: Specific surface area of dust particles	[m ² /m ³]
T	: Coal gas temperature	[K]
t	: Filtration time	[s]
u_f	: Face velocity at external surface of filter	[m/s]
u_r	: Cleaning velocity	[m/s]
u_w	: Face velocity at internal surface of filter	[m/s]
ΔP	: Pressure loss in filter and dust cake	[Pa]
ΔP_d	: Pressure loss in dust cake on filter surface	[Pa]
ΔP_f	: Pressure loss in filter element	[Pa]
ΔP_L	: Baseline pressure loss	[Pa]
ΔP_{max}	: Pressure loss before cleaning	[Pa]
κ_f	: Peameability of filter	[m ²]
μ	: Gas viscosity	[Pa·s]
ρ	: Gas density	[kg/m ³]
ρ_p	: Particle density	[kg/m ³]
ε	: Porosity of dust cake	[-]

- 1) 中山稔夫、松田裕光、伊藤茂男、白井裕三、小林誠、田中隆: 火力原子力発電, 43, 2, p.210-216 (1992)
- 2) 高島英章: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.88-95 (1992)
- 3) 河村敏: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.133-142 (1992)
- 4) Inumaru, J., S. Hara, T. Hamamatsu and H. Ishikawa: *Proc. Int. Conf. on COAL SCIENCE*, Vol. I, p.279 (1989)
- 5) 渡辺正敏、牧野尚夫、伊藤茂男、白井裕三、田中隆、末広貢、河村敏: 火力原子力発電, 39, 4, p.365-376 (1988)
- 6) Bird, R.B., W.E. Stewart and E.N. Lightfoot: "Transport Phenomena," p.149, Wiley (1960)
- 7) 井伊谷鋼一他: 粉体工学概論, p.34, 粉体工業技術協会編, 粉体工学情報センター (1995)
- 8) Akiyama, T., A. Iwai, H. Yamaboshi and T. Shimomura: *Powder Technology*, 62, p.235-241 (1990)
- 9) 鈴木道隆、市場久貴、長谷川勇、大島敏男: 化学工学論文集, 11, 4, p.438-443 (1985)
- 10) 鈴木道隆、大島敏男: 粉体工学会誌, 22, 9, p.612-617 (1985)
- 11) 鈴木道隆、阪田隆敏、中村彰二、廣田満昭、大島敏男: 化学工学論文集, 17, 2, p.417-422 (1991)
- 12) 荒川正文: 粉体および粉末冶金, 15, 2, p.55-61 (1968)
- 13) 荒川正文、水渡英二: 工業化学雑誌, 63, 4, p.556-559 (1960)

3.1 緒言

セラミックフィルタの逆洗方式は、ブローや圧縮ガスを用いたoff-line逆洗とon-lineのパルスジェット逆洗に大別される。セラミックフィルタにはバグフィルタのような振動を利用する方法は適さず、濾材を変形させてダスト層を剥離させることは不可能である。そのため、ダスト層の脱離は逆洗気流そのもの、またはその際にダスト層に生じる圧力差によってなされる。これに関して、ダスト層の脱離は逆洗時にダスト層に加わる応力がダスト層とフィルタ表面との付着力、または残留ダストとダスト層との付着力を上回ったときに生じるとして、Ciliberti¹⁾はダスト層自体に加わる逆洗圧力を、Cahil²⁾は逆洗圧力と脱離ダスト量の関係を、Berbner³⁾は払い落とし効率と逆洗ガスの元圧との関係を、Koch⁴⁾はダスト層の脱離応力を調べている。しかしながら、払い落とし時にダスト層に加わる応力を分離できた報告は見られず、払い落としに作用するのがダスト層前後に生じる静圧差であるか、フィルタを透過してダスト層に流れ込む流体の動圧であるか、あるいは流体とダスト粒子のせん断力によるものか、応力増加の加速度は影響するのかなど、実際の払い落とし機構はほとんど明らかにされていない。

通常、逆洗圧または逆洗差圧と呼ばれるものは、逆洗時にフィルタとダスト層に加わる圧力差で、その最大圧を呼んでいることが多いが、逆洗圧が上昇していく過程でダスト層の脱離が始まっており、最大圧はダスト層の崩壊の程度、およびフィルタから脱離したダスト塊の飛散速度に影響しているようである⁵⁾。

ところでフィルタの目詰りが進むと、第4章で示すように同じ逆洗圧であっても逆洗ガスのフィルタを透過する流速は減少する。そのため、ダスト層の払い落としに働く力は低下し、逆洗圧は払い落としの一貫した指標とはならない。一方、圧力差のあるところでは同時に流れが生じ、ダスト層に働く力と流速は対応関係にあると考えられる。従って、逆洗圧よりも逆洗流速の方が、フィルタの状態に依存しないでダスト層の払い落としに作用する応力を評価するのに適していると考えられる。ダスト層の払い落としメカニズムが十分解明されていない現状では、逆洗システムの設計には、実験的に十分な逆洗効果が確認できた逆洗流速を得るようにする方が確実である。従って本報告では逆洗流速を指標として逆洗システムの検討を行うこととする。

さてFig. 3.1にセラミックフィルタを対象とした逆洗方式の概念を示すが、いずれもガスを逆流させ捕集ダストを払い落とすものであり、その間の集塵側のガス

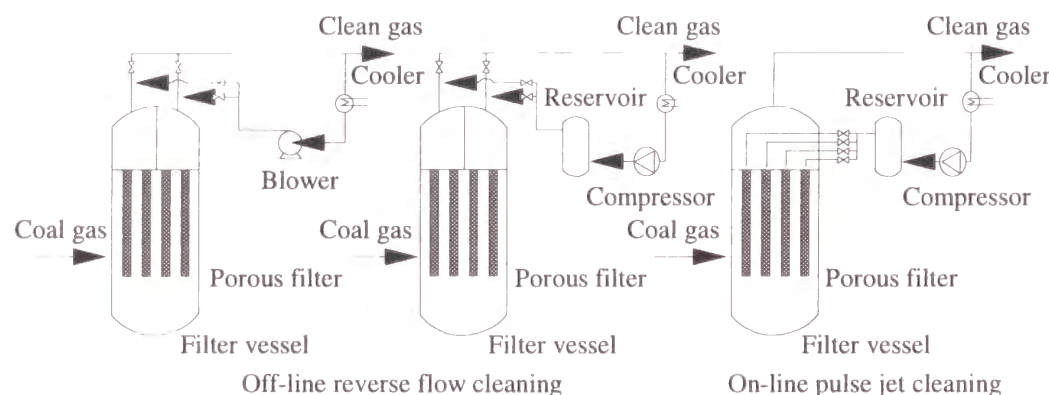


Fig. 3.1 Schematics of filter cleaning systems

と逆洗に使用したガスは残りのフィルタで処理する。off-line逆洗ではフィルタ出口側を複数の部屋に分割し、室毎に逆洗を行う。そのため出口を完全に仕切る必要があるが、高温高压下ではその仕切り部のガスリーク対策は容易ではない。また基本的に集塵ガスを出口側のバルブ等を閉じて停止させてから逆洗するため、逆洗のためのガスラインの変更には時間を要し、その間に装置に比較的大きな圧力変動が生じやすい。さらに逆洗直後の部屋に流れが集中するため、過大な集塵流速が生じないように設計する必要がある。一方、集塵側のガスがあらかじめ停止されており、逆洗から集塵操作に復帰するまである程度の時間があるので、脱離したダストの再捕集の影響は小さいと考えられる。ただしブロワを用いた逆洗では高い逆洗流速を得ることが難しく、圧縮ガスを用いた方が逆洗流速を容易に高めることができ、逆洗ガス通気時間も短時間に制御できる。この方法では、IGCCの集塵の場合、圧縮ガス圧は約25気圧の石炭ガスに対して数気圧高めればよいが、フィルタを通過するガス温度は逆洗ガス源の温度に近くなり、逆洗ガス温度が低い場合には熱衝撃に注意する必要がある。またブロワによる逆洗と同様に、主ガスラインの大型バルブを頻繁に開閉してラインを切り替える必要があり、これは最大の問題点となろう。従ってセラミックフィルタの逆洗では、その必要のないon-lineパルスジェット逆洗が主流となっている。パルスジェット逆洗では、ノズルからのジェットが周囲のガスを同伴してフィルタ内に流入することが期待でき、フィルタの熱衝撃の緩和に利点がある。また同伴流を得るにはフィルタ後

流側に大きな容積が必要なため、パルスジェット方式はフィルタ後流をバルブで仕切ってしまうoff-line方式には適さない手法である。

パルスジェット逆洗では出口を仕切る必要はないが、多数のフィルタを一度に逆洗するためにはフィルタの取りまとめ、およびフィルタとパルスジェットノズルの位置合わせが重要な課題となろう^{6,7,8)}。また集塵圧損やフィルタのpermeability、ジェットの噴出特性、ディフューザまたはベンチュリとよばれる逆洗ガス導入部のエゼクタ効果など逆洗効果に影響する多くの因子があるため、これらの影響を定量的に把握する必要があるが、これについては第4章で考察する。

フィルタの払い落としの際にはoff-line逆洗、on-lineパルスジェット逆洗のいずれも逆洗前後で集塵装置に圧力変動が生じ、逆洗直後のフィルタに集塵流が集中する。逆洗前後の圧力損失変動について言及した報告は少なく、これは通常は逆洗が瞬間的な操作であることと、実験装置が小型であることが多く上下流への影響がほとんどないためと考えられる。しかしながら、フィルタに過大な集塵流速が生じると目詰まりをおこす可能性があり、また装置全体の圧力変動が大きければガス化炉やガスタービン等の上下流の装置の運転に影響する可能性もある。例えば空気吹きIGCCでは0.5気圧程度の差圧でガス化炉へ微粉炭を気流搬送しているが、炉内にその程度の急激な圧力変動が生じれば燃料供給に支障をきたしたり、火炎が吹き戻されてバーナを焼損するなどのおそれがある。またガスタービンは、燃料ガスの圧力に0.4～0.5気圧の急な変動が生じると緊急停止する仕組みになっている。PFBCではフィルタとボイラー、ガスタービンが直結しているため、IGCCよりもフィルタの圧力変動が炉に伝わりやすい。そのため、炉の安定運転のために、フィルタの逆洗圧はより制限が強くなると考えられる。従って、集塵装置前後にガス化炉、ボイラー、ガスタービンなどの圧力変動に比較的敏感な設備を有している場合には、集塵装置の設計の際に圧力変動、集塵流速の変化をあらかじめ予想しておくことは、システム全体の安全設計のために重要である。

本章では逆洗の効果について、前半において逆洗効果のファクターとして逆洗流速、集塵差圧などの影響を調べ、後半では逆洗時に生じる圧力損失、及び集塵流速の変動についてシミュレーションを行い、実験による検証の後、その低減策の検討を行った。

3.2 逆洗システムの実験装置

セラミックフィルタの逆洗特性を調べるため、off-lineおよびon-lineの逆洗システムを有したコールド実験装置を製作した。またoff-line逆洗では、第2章に示した高

温集塵試験装置を用いて、実際の石炭ガスを用いた集塵条件下で逆洗実験を行った。

3.2.1 Off-line逆洗実験装置

off-line逆洗では、フィルタ出口側のバルブを閉じて集塵流を停止した後にガスを逆流させるが、逆風にはブロワーによる送風、または圧縮窒素を噴射することとした。常圧下のコールド実験、並びに実際の石炭ガスを用いた高温高压実験によって逆洗流速、逆洗時間の効果を検討し、逆洗流速の払い落としへの効果を調べた。

(1) コールド実験装置

Off-line逆洗の各パラメータの効果を調べるためFig. 2.8の装置、およびFig. 2.9に示す石炭チャーを用いてTable 2.3の集塵条件のもとで逆洗効果の実験を行い、逆洗ガスの通気回数、通気時間の効果を調べた。また長時間のベースライン圧力損失の変化を調べるため、Fig. 3.2に示すコールド試験装置を使用した。この装置では集塵時にはブロワーで外気とともにダストを吸引し、逆洗時にはラインを切り替えフィルタのクリーンサイドから外気のみを吸引して捕集ダストを払い落としした。逆洗ガスの流速は1~20cm/sの範囲とし、一回の通気時間は8秒で、一度の逆洗において2度通気した。使用したダストはセラミックフィルタで捕集したチャーを粉碎したもので、L&N社Microtracで測定した粒径分布をFig. 3.3に示す。質量中位径は4.5 μm で、1 μm 以下の粒子を10%程度含む比較的微粒子の多いチャーとなっている。使用したフィルタは2章に示したNGK製のFA-1、およびSiCの複層構造フィルタである。

(2) 高温高压実験装置

実際の石炭ガスを用いた高温集塵実験は、Fig. 2.1に示した乾式集塵実験装置を用いた。基本的な集塵条件はTable 2.1に等しいが、2通りの運転方法を取り、モード1は4室の内2室のみを集塵に使用し、逆洗ガス処理時のフィルタへの影響を小さくするものであり、モード2は第2章で述べた4室すべてで集塵を行う方法である。モード1では、常時Group-3またはGroup-4の1室で集塵を行い、Group-3の集塵時に集塵差圧が所定値に達するとGroup-1から4を開いて、Group-3の逆洗に移る。このときGroup-1、2、4は石炭ガスとGroup-3の逆洗ガスを処理し、逆洗終了後Group-1、2を閉じてGroup-4の単独の集塵に移る。このようにGroup-1、2を交互に切り替え、逆洗時に集塵流速がフィルタの設計値を超えないようにするものである。

フィルタ逆洗にはブロワーによって集塵後のガスを循環させるようにし、高い

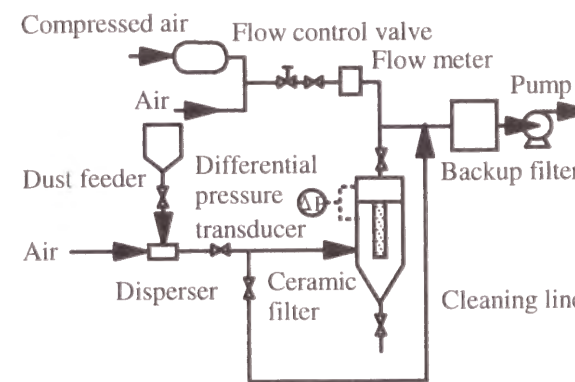


Fig. 3.2 Cold test apparatus for long term filtration test of ceramic filters

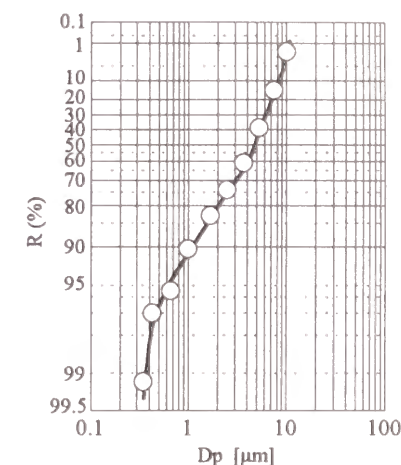


Fig. 3.3 Cumulative size distribution of coal char used for long term filtration test

逆洗流速を必要とする場合には高压窒素を逆洗配管に貯圧し、フィルタのクリーンサイドから約0.3秒間の噴射を行った。圧縮窒素の圧力はシステム圧力より約0.2MPa高めており、圧縮ガスを用いる理由は、強い逆洗流を得ることが容易であるためである。ブロワーによる逆洗、圧縮窒素による逆洗のいずれも出口側のバルブを閉じて集塵ガスを停止するoff-line逆洗であり、1回の逆洗でいずれの方式とも2度の通気を行った。使用したフィルタはTable 2.2に示したFA-1とSiCフィルタである。Table 3.1に各実験項目と使用した実験装置の一覧を示す。1回の逆洗における逆洗ガスの通気時間と通気回数の効果についてはFig. 2.8に示した実験装置を用いて検討し、逆洗ガス流速についてはFig. 3.2の装置を用いて長期の集塵実験を行い、払い落とし後のベース圧力損失の変化からその効果を判断した。また実験時間は短いものの、Fig. 2.1の装置による高温高压実験を行い、常圧下の実験結果との比較を行った。

Table 3.1 Test apparatuses and objectives

Apparatus	Test condition	Objectives
Reverse cleaning test (Fig. 2.8)	Atmospheric pressure, room temperature	Duration of reverse cleaning flow, Number of cleaning gas injection
Long term filtration test (Fig. 3.2)	Atmospheric pressure, 333 K	Baseline pressure loss in long term filtration, Effect of cleaning velocity
High temperature high pressure test (Fig. 2.1)	673 K, 1.8 MPa	Filtration of actual coal gas

3.2.2 パルスジェット逆洗実験装置

実際の集塵操作においてon-lineパルスジェット逆洗の特性を確認するため、大気圧、室温においてFig. 3.4に示す装置を用いて集塵試験を行った。コンプレッサーの圧縮空気を除湿し、フィルタを通した後で3方に分け、一方はマスフローコントローラーで流量制御し、流動床のダストフィーダを通して石炭チャーを同伴し集塵室に入る。ダストフィーダはKANOMAX社製MODEL3216で、0.2mm程度のガラスビーズと石炭チャーを混合した充填層の下部から空気を送り、充填層を流動化させてチャーを飛散させるものである。次のラインは流量調整バルブを通して集塵室に送られ、ダスト供給ラインの流量と合わせて所定の集塵ガス量となるようにし、集塵流速は4.5cm/s、ダスト濃度は5.6g/m³とした。他のラインは減圧弁を通して圧力調整の後、ホルダーに貯圧し、電磁弁を経てパルスジェット逆洗に使用した。集塵室内には9本の小型アルミナチューブフィルタが取付けられており、それぞれにディフューザと逆洗配管が設置されている。フィルタは内径は22mm、外径30mm、長さ30cmの一端を塞いだもので、濾過面の有効長さが15cmとなるように残りの長さをシールした。試験条件をTable 3.2に示すが、集塵差圧が15kPaに達したときに全フィルタの逆洗を開始することとし、約0.2sのジェットの噴射を1回だけ行い、フィルタから次のフィルタの逆洗間隔は3sとした。

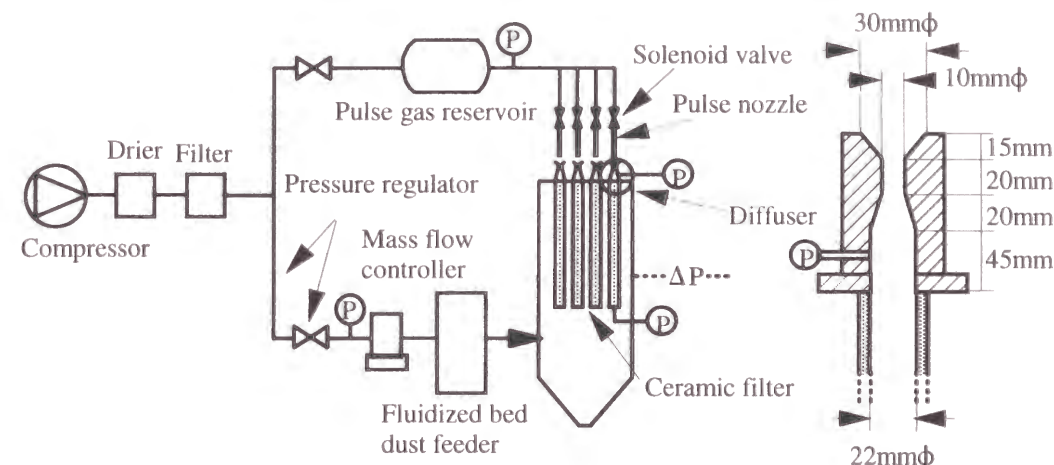


Fig. 3.4 Schematics of cold test apparatus with on-line pulse jet cleaning

Table 3.2 Test condition of on-line filter cleaning

Dust concentration	5.6 g/m ³ _N
Face velocity	4.5 cm/s
Pulse pressure	0.6 MPa
Pulse duration	0.2 s
Time interval of pulse injection	3 s
Maximum pressure loss before cleaning	15 kPa
Volume of filter vessel	0.03 m ³

Fig. 3.5に未使用フィルタにおける外表面の濾過流速とフィルタ前後の差圧の関係を示す。通常、チューブフィルタでは軸方向に圧力が変化するため、フィルタ前後の差圧は表面流速について比例関係とはならず、比例関係より大きくなる。この原因は第4章に述べるが、フィルタ内の軸方向の流速の変化とフィルタ内面の摩擦抵抗に起因するものである。しかしながら本フィルタのような濾過抵抗が大きいものではフィルタ内部の圧力分布は軸方向に一様となり、濾過流速と差圧はほぼ比例関係となる。

3.3 逆洗効果の実験結果と考察

3.3.1 ダスト層の払い落とし応力

フィルタ上のダスト層は、逆洗圧がダスト層とフィルタ面または残留ダストとの付着力を上回ったときに脱離するとの観点から、所要逆洗圧を求めようとする研究が見られる^{1,2,3,4,5)}。逆洗圧と付着力にそのような対応があるならば、フィルタにダストを堆積した状態で逆洗流をゆっくりと増速してゆくと、ダスト層に生じる差圧が増え、ある程度の差圧に達したときにダスト層の脱離が始まると考えられる。すなわちフィルタとダスト層の付着力を σ_d とおきダスト層に生じる差圧を ΔP_{rd} とする

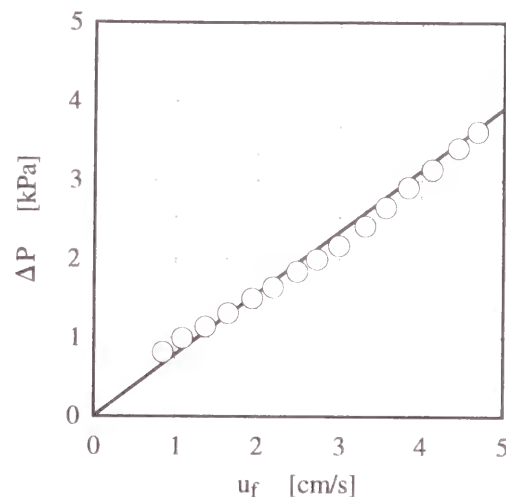


Fig. 3.5 Relationship between face velocity and pressure loss in alumina tube filter

と、 $\Delta P_{rd} > \sigma_d$ のときにダスト層が脱離することになる。そこでFig. 2.8のコールド試験装置を用いて、あらかじめフィルタ上にダストを集塵し、Fig. 3.6のようにダスト層を形成した。この状態で、フィルタのクリーンサイドから逆洗流を徐々に増加させると、ダスト層に差圧が生じ、ダスト層を脱離させようとする力が増加して行く。逆洗圧に臨界点が存在するならば、Fig. 3.7のLine-1のように、あるところまで差圧は流速にはほぼ比例し、ダスト層の差圧が付着応力を上回ったところでダスト層が脱離し、逆洗後の圧力損失であるLine-2に移ることになる。実際には逆洗流によってダスト層が膨張するため、差圧のカーブは直線とはならないと考えられるが、臨界点が存在すれば、圧力損失の急激な低下が見られるはずである。実験結果ではFig. 3.7のLine-3のように逆洗圧の閾値は見られず、流速を増加すると脱離が少しずつ進むという結果となり、この実験条件では適正な逆洗圧を見いだすことはできなかった。実際の逆洗中に、ダスト層に生じる差圧のみを取り出すことは極めて難しく、ダスト層の脱離圧から逆洗圧を適正化することは困難である。現状では、逆洗圧とダスト層の付着性に何らかの対応があったとしても、逆洗システムの設計には十分な逆洗効果が得られるように逆洗力に余裕が必要で、それには長期的なベース圧力損失の変化を実験的に調べ、目詰りが抑制されていることを確認するしかない。さらにフィルタの目詰まりが進めば、第4章で示すように見かけの逆洗差圧が大きくても逆洗流速は小さくなり、ダスト層を払い落と

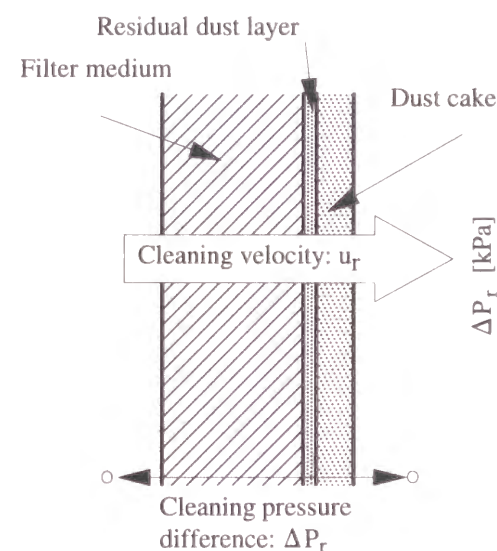


Fig. 3.6 Schematic representation of cleaning flow and cleaning pressure

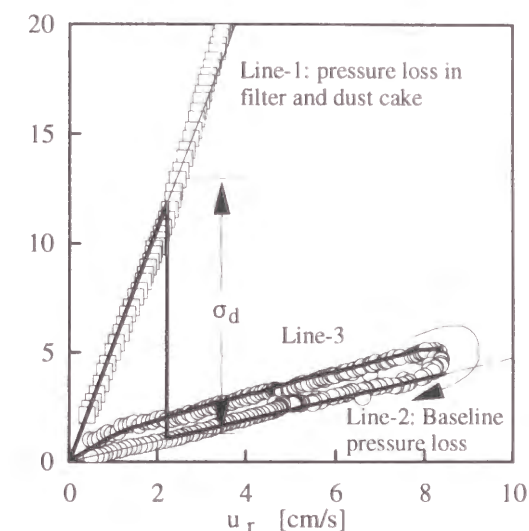


Fig. 3.7 Pressure loss in filter and dust cake while increasing and decreasing cleaning velocity

す力は弱まるため、逆洗差圧は必ずしも適当な指標とはならない。

3.3.2 コールド実験における逆風逆洗

(1) 逆洗ガスの通気回数と通気時間の効果

逆洗効果に関して、逆洗ガスの通気回数、通気時間の効果をFig. 2.8の装置を用いて検討した。一回の逆洗操作において、逆洗ガスを複数回通気したときのpermeabilityの変化をFig. 3.8に示す。図より分かるように2~3回の通気によって圧力損失の回復が進むが、それ以上通気回数を増やしても効果は小さい。また1回あたりの通気時間は1秒以内で十分で、長く通気してもFig. 3.9に示すように効果は見られない。払い落としの目視観察によればダスト層の脱離は逆洗流が流れた瞬間に生じており、それ以後の脱離はほとんど見られなかった。さらにoff-line逆洗では逆洗前のダスト捕集量の影響も小さい。なおFig. 3.9には集塵側、および逆洗側のpermeabilityを示しているが、両者の値が異なることに留意する必要がある。

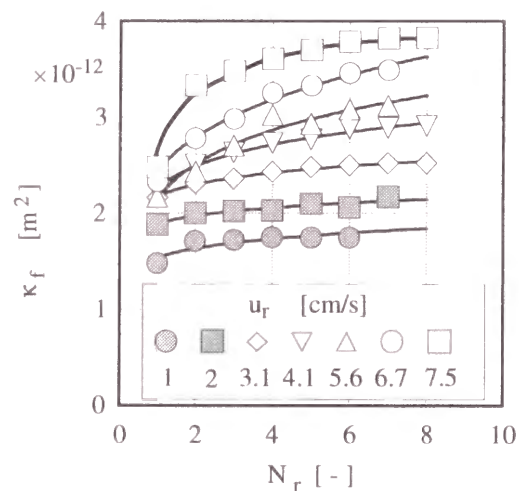


Fig. 3.8 Effect of the number of reverse gas injection in a cleaning on filter permeability

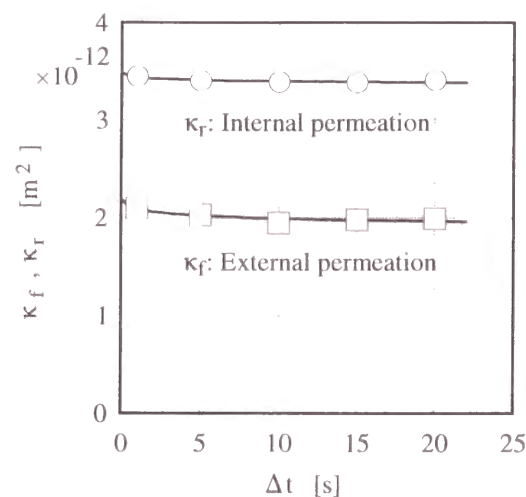


Fig. 3.9 Effect of cleaning duration on filter permeability

Fig. 3.10は集塵側、逆洗側のpermeabilityと逆洗流速の関係を示したものであるが、フィルタ表面に残留するダストの一部はひらひらしたフレーク状の固まりとなって、逆洗流に対しては一端がフィルタに付着したまま扉が開くようにフィルタから離れて流れの抵抗とならないのに対し、集塵時には即座にフィルタ上に貼り付き、圧力損失を増加させる。そのため逆洗流に対する抵抗の方が小さく、集塵側のpermeabilityに基づいて逆洗差圧を設定すると過剰の逆洗ガスが流れる。このことは第3.4節で示す逆洗時の圧力や流速変動を大きくするため、逆洗システムの設計に当たって留意しておくべき点である。

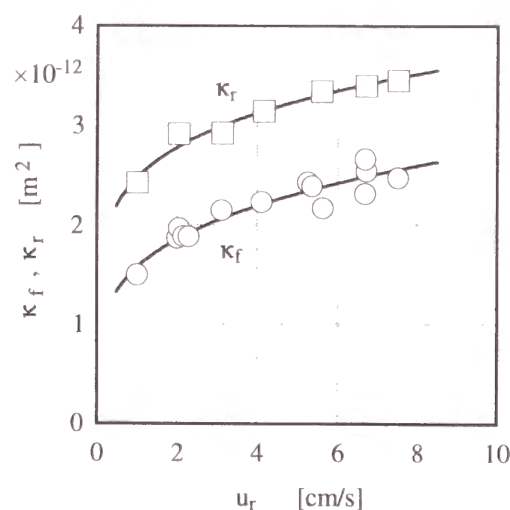


Fig. 3.10 Comparison between permeabilities for internal and external permeation

(2) 逆洗流速の効果

フィルタの逆洗効果、あるいは目詰まりの状態の判定には、払い落とし直後の圧力損失であるベースライン圧力損失を指標とすることが多い。Fig. 3.11には、連続集塵を行い長期にわたるベースライン圧力損失の増加を調べた結果を示す。それぞれの逆洗流速に対してベースライン圧力損失は安定しているように見えるが、逆洗流速を上げるとベースライン圧力損失は確実に低くなっている。しかしながら逆洗流速を極端に大きくしても効果はあまりなく、Fig. 3.12に示す逆洗回数100～400回後のベース圧損から分かるように、本集塵条件下では10cm/s程度で十分である。Fig. 3.13には、モード1の逆洗操作を用いた高温集塵試験における逆洗流速の効果を示す。試験時間が短く断言することはできないが、逆洗流速が大きい方がベース圧力損失の回復が大きい傾向が伺える。

Fig. 3.14はFig. 3.2のコールド試験装置を用いて、off-line逆洗におけるブロワーによる逆風と圧縮ガスの噴射による逆洗効果を比較したものである。横軸は逆洗回数、縦軸は逆洗後のベースライン圧力損失をとったもので、集塵条件と逆洗流速は同一であり、両者の違いは逆洗ガスの流速の増加速度にあると考えられる。図より分かるように、両者のベースライン圧力損失に差は生じておらず、ブロワーによる逆風、圧縮ガスとも本質的な差はなく、逆洗効果は逆洗流速の大きさ、または逆洗差圧に依存すると考えられる。

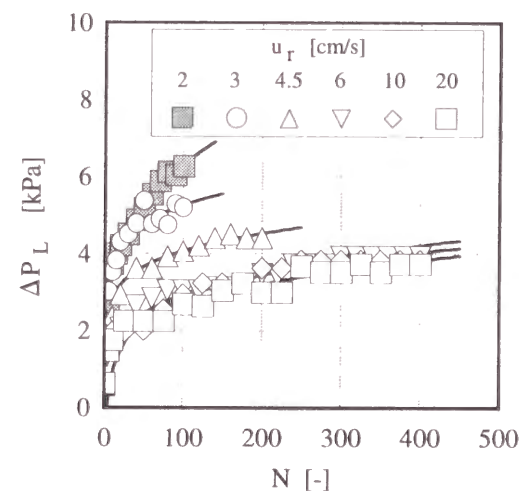


Fig. 3.11 Effect of cleaning velocity on baseline pressure loss in SiC membrane filter

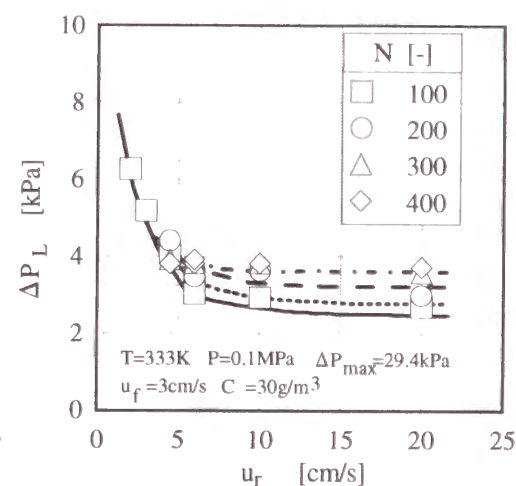


Fig. 3.12 Baseline pressure loss as a function of the number of cleaning cycle in various cleaning velocity

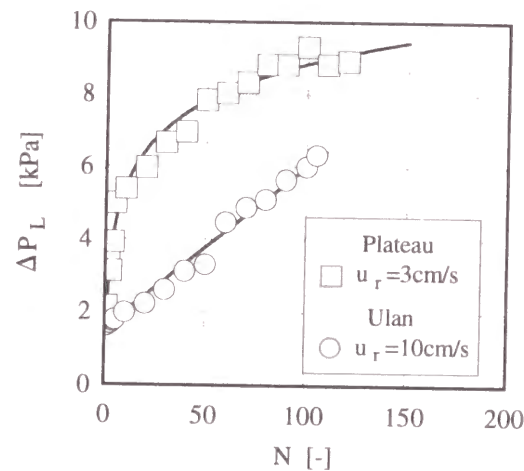


Fig. 3.13 Baseline pressure loss as a function of the number of cleaning cycle in hot coal gas filtration

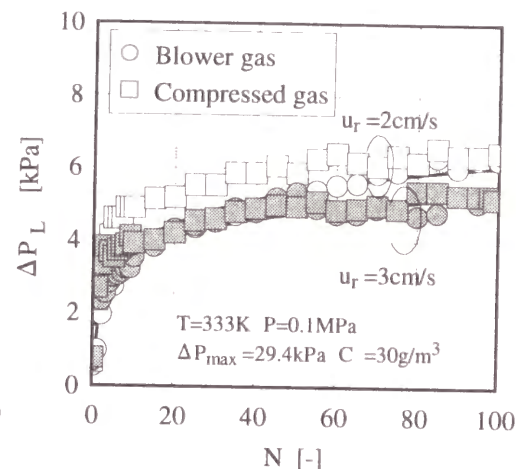


Fig. 3.14 Comparison between reverse flow cleanings by blower and by compressed gas

以上の結果より、逆洗効果を高めるには逆洗流速の増加が有効であり、その通気時間は極めて短時間でよいこと、またブロワーによる逆風、圧縮ガスの噴射とも基本的に逆洗効果に差がないことが判明した。さてブロワーによる逆風逆洗では逆洗流速を高めることが容易ではなく、またoff-line逆洗では配管の複雑さ、その切り替えの煩雑さが問題となる。この観点に立てば構成がシンプル、操作も容易で逆洗時間も短いパルスジェット方式が適している。

3.4 圧力変動の数値解析

通常の集塵装置ではフィルタを複数のグループに分割し、集塵、逆洗の切り換えはグループ単位で行うことになる。逆洗を行う際は、1グループを逆洗し、他のグループで含塵ガスと逆洗に注入したガスを処理するため、圧力損失や集塵流速の変動が生じる。on-lineパルスジェット逆洗では、逆洗操作が極めて短時間で終了するため、集塵塔内に流入する逆洗ガス量を少なくでき、それに伴う圧力や集塵流速の変動はoff-line逆洗に比べれば小さくなる。しかしながら、やはり逆洗前後の変動は避けられず、また過度な集塵流速はフィルタの耐久性に影響する可能性があるため注意を要する。集塵装置の運転方法によっては、これらの変動を問題が生じないまでに抑えることは可能であり、その適正な操作条件を見出すため、

数値シミュレーションをもとに考察した。

3.4.1 シミュレーションモデル

集塵システムをFig.

3.15に示すようにnグループのフィルタに分割すると、各ラインの圧力損失はフィルタの圧力損失と配管、バルブ等の圧力損失の和となる。高圧下では、集塵容器内の流れは非圧縮性を仮定することができるため、前者は近似的に集塵流速に比例し、後者は管内流速の2乗に比例するとみてよい。従っ

て、集塵流速を代表流速に用いると装置全体の圧力損失 ΔP はEq.(3.1)のように表せる。ここで k_i はi番目のグループの逆洗直後の濾過抵抗であり、 K_i は同グループの配管、バルブ等の抵抗を総和した抵抗係数である。また ΔP_{di} はiグループの捕集ダスト層の圧力損失である。

$$\Delta P = k_i u_{fi} + \Delta P_{di} + K_i u_{fi}^2 \quad (i=1, \dots, n) \quad (3.1)$$

さてEq.(3.1)において K_i はほぼ一定と見なせ、 k_i はベースライン圧力損失から求まる抵抗係数として与えられるが、 ΔP_{di} はダストの捕集とともに増加していく。捕集ダストによる圧力損失上昇は、第2章の結果から実験的にEq.(3.2)で表わされる。

$$\frac{d\Delta P_d}{dt} = \alpha \cdot u_f^{2.6} \quad (3.2)$$

$$\alpha = \text{const} \frac{\mu}{\rho_p} C_a S_v^2$$

集塵流速が一定であれば、ダスト層の圧力損失はEq.(3.2)をそのまま積分すればよいが、他のフィルタを逆洗しているときに集塵流速が変化する場合には工

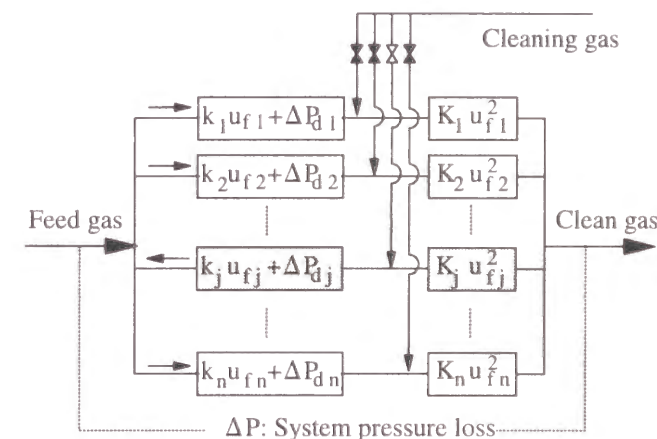


Fig. 3.15 Numerical model of filter system

夫が必要となる。例えば集塵流速が低下すると、捕集ダスト量が増加しても圧力損失が低下することがあり得る。その影響を表わすには圧力損失をダストの抵抗と流速の積に分離し、捕集ダスト量の増加を抵抗の増加として捉える必要がある。

なお、第2章では集塵流速の増加によってダスト層が圧密されることを示したが、実際の集塵流速は逆洗直後に速く、以後徐々に低下していくことが多いので、既に堆積しているダスト層の抵抗が集塵流速によって変化することは無視できると考えられる。そこで、時刻 t_i から t_{i+1} までの圧力損失の増加をその間の流速で除してダスト層の抵抗の増加を求めることとすれば、時刻 t における ΔP_d はEq.(3.3)で与えられ、時刻 t における抵抗は逆洗直後の時刻 t_0 からの積分値として得ることができる。

$$\begin{aligned}\Delta P_d &\approx \left(\frac{\int_{t_0}^{t_1} \alpha \cdot u_f^{2.6} dt}{u_f|_{t_0}} + \frac{\int_{t_1}^{t_2} \alpha \cdot u_f^{2.6} dt}{u_f|_{t_1}} + \dots + \frac{\int_{t_{n-1}}^t \alpha \cdot u_f^{2.6} dt}{u_f|_{t_{n-1}}} \right) u_f \\ &= u_f \int_{t_0}^t \alpha \cdot u_f^{1.6} dt\end{aligned}\quad (3.3)$$

従って集塵装置の圧力損失は次のようになる。

$$\Delta P = (k_i + \int_{t_0}^t \alpha \cdot u_{fi}^{1.6} dt) u_{fi} + K_i u_{fi}^2 \quad (i=1, \dots, n) \quad (3.4)$$

ここで t_0 は i グループを逆洗し、集塵ラインに復帰させた時刻である。また処理ガス量 Q は各グループを流れるガスの総和であるため、 i グループの濾過面積を A_i としてEq.(3.5)で表せる。

$$Q = A_1 u_{f1} + A_2 u_{f2} + \dots + A_n u_{fn} \quad (3.5)$$

Eqs.(3.4)、(3.5)を連立させ、時間の経過とともに解くわけであるが、Newton-Raphson法によって以下のように各時間ステップ毎に解いて行く。

ある方程式の組が $f(x)=0$ の形式で与えられたとする。ここで $f(x)$ はEqs.(3.4)、(3.5)であり、変数ベクトルは $x=x(u_{f1}, \dots, u_{fn}, \Delta P)$ である。いま $f(x)=0$ の解に近い変数の組 \bar{x} が得られたとすると両者の差ベクトル dx は次式より求めることができる。

$$\sum_j \frac{\partial f_i}{\partial x_j} \bigg|_{\bar{x}} dx_j = -f_i(\bar{x}) \quad (3.6)$$

$\bar{x} + dx$ を \bar{x} に代入して再び \bar{x} を求め、この操作を繰り返して \bar{x} の収束解を $f(x)=0$ の解 x とする。今の場合、Eq.(3.6)は

$$\begin{pmatrix} a_{11} & & & -1 \\ & a_{22} & & -1 \\ & & \ddots & \vdots \\ & & & a_{mm} & -1 \\ A_1 & A_2 & \dots & A_n & 0 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} du_{f1} \\ du_{f2} \\ \vdots \\ du_{fm} \\ d\Delta P \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} f_1(\bar{x}) \\ f_2(\bar{x}) \\ \vdots \\ f_m(\bar{x}) \\ 0 \end{pmatrix} \quad (3.7)$$

ここで

$$a_{ii} = k_i + \int_{t_0}^t \alpha \cdot u_{fi}^{1.6} dt + 2K_i u_{fi} \quad (3.8)$$

$$f_i(\bar{x}) = (k_i + \int_{t_0}^t \alpha \cdot u_{fi}^{1.6} dt) \bar{u}_{fi} + K_i \bar{u}_{fi}^2 - \bar{\Delta P} \quad (i=1, \dots, m) \quad (3.9)$$

このようにある時刻の u_{fi} 、 ΔP を求め、次の時間ステップまでの抵抗の増加を計算し、再び、 u_{fi} 、 ΔP を求める操作を繰り返す。

次に逆洗操作中は、たとえば j グループを逆洗する場合、 j グループ以外では集塵操作が継続するためEq.(3.1)が成り立つ。また j グループの逆洗流速を u_r とし、集塵装置に流入する原料ガスと逆洗ガス、およびフィルタを透過して流出する集塵ガスについて、その質量とエネルギーの収支を求めると近似的にEqs.(3.10)、(3.11)を得る。両式とも右辺第1項は原料ガスの流入、第2項は逆洗ガスの流入、第3項は集塵ガスの流出を表わす。

$$\frac{d}{dt}(\rho V) = \rho Q + \rho_{rj} u_{rj} A_j - \sum_{i \neq j} \rho u_{fi} A_i \quad (3.10)$$

$$\begin{aligned}\frac{d}{dt}(\rho C_v T V) &= \rho Q (C_p T_0 + \frac{1}{2} u_0^2) + \rho_{rj} u_{rj} A_j (C_p T_r + \frac{1}{2} u_{rj}^2) \\ &\quad - \sum_{i \neq j} \{ \rho u_{fi} A_i (C_p T + \frac{1}{2} u_{fi}^2) \}\end{aligned} \quad (3.11)$$

Eq.(3.11)を圧力について書き直すと、Eq.(3.12)が得られる(Appendix B参照)。ここで逆洗流速 u_{rj} は時間の関数として与え、 κ は断熱指数で $\kappa=C_p/C_v$ である。

$$\frac{dP}{dt} = \frac{1}{V} [\kappa P (Q + u_{rj} A_j - \sum_{i \neq j} u_{fi} A_i) + \frac{\kappa-1}{2} (\rho Q u_0^2 + \rho_{rj} u_{rj}^3 A_j - \sum_{i \neq j} \rho u_{fi}^3 A_i)] \quad (3.12)$$

ある時刻における状態が分かれば、次の時間ステップまでの圧力上昇がEq.(3.12)で与えられるため、その時刻における差圧 ΔP が求まる。Eq.(3.4)から集塵流速が得られ、Eq.(3.10)からは集塵室内のガス密度が得られる。このようにして逆洗中の集塵流速、圧力変動を求めることができる。

3.4.2 実験装置

off-line逆洗における圧力損失、および集塵流速の変動は、実際の石炭ガスを用いた高温集塵試験によって検討を行った。実験装置はFig. 2.1に示したもので、運転はモード2の4室を用いシステムの圧力損失が10kPaに達したときにGroup-1から順に逆洗した。各室の逆洗に要した時間は1室あたり30秒で、その間に逆洗ガスを2度、それぞれ0.3秒間通気させた。逆洗ガスの流量特性はFig. 2.4に示したように最大で25cm/s程度である。また使用したフィルタはSiC複層フィルタである。

パルスジェット逆洗における変動は、Fig. 3.4に示した集塵試験装置を用いて検討を行った。試験条件はTable 3.2に示した通りであり、集塵装置の差圧が15kPaに達したときにすべてのフィルタを連続して逆洗した。フィルタから次のフィルタまでの逆洗間隔は3秒、逆洗ガスの噴射時間は0.2秒とした。

3.5 結果および考察

3.5.1 Off-line逆洗における圧力変動

石炭ガスの高温集塵におけるoff-line逆洗時の圧力損失および集塵流速の変動例をFigs. 3.16、3.17に示す。このケースは実用的なoff-line逆洗であるが、Fig. 3.16から分かるように、最初のGroup-1のフィルタが逆洗にはいるときに大きな圧力損失の増加を生じ、このときGroup-2、3、4では逆洗前の圧力損失の2倍以上、逆洗終了後のベース圧力損失の5倍程度の圧力差を生じているが、圧力計、レコーダの応答が遅く、実際の変動はさらに大きいと考えられる。これらの変動の原因は

Group-1が逆洗に入った時点で、Group-2、3、4の集塵流速が4/3倍となり、次にGroup-1を払い落とした逆洗ガスが加わるためである。この時点でGroup-2、3、4はフィルタ上にダスト層を保持しており、集塵流速の増加は極端な圧力損失の増加をもたらす。本条件下では、逆洗ガスの通気時間が長いと最大4/3+25/3 cm/s程度の集塵流速となるため、設定値の10倍近い流速となる。従って圧力損失もその分だけ増加することになり、圧力変動の抑制が大きな課題となることは明らかである。さて本試験結果では、逆洗ガスの通気時間が0.3s程度と短いことから、逆洗中の圧損のピークは逆洗前の3倍程度で収まっているが、逆洗操作に時間がかかると集塵流速の増加と逆洗操作中に進行する集塵によって圧力損失のピークはさらに高くなる。また逆洗前の圧力損失をこれ以上大きくすることは、より大きな変動をもたらすので好ましくない。さらに集塵流速の変動から分かるように、逆洗直後のフィルタに流れが集中するため、最初に逆洗から復帰したGroup-1では設定値の3倍程度の流速となっている。本試験装置では各室の出口に流量測定用のオリフィスが設置されており、流量の偏りを抑制する効果があるが、オリフィスがないとさらに大きな偏りが生じることになる。集塵流速が過大となると、フィルタのベースライン圧力損失の上昇を早める可能性があるため、このような過大な流速は避けるようにしなければならない。

さて圧力損失や集塵流速の変動は逆洗時間や逆洗ガス量によって異なり、圧力変動幅を小さくするには、逆洗の単位を小さくしてフィルタを多数のグループに分割することが考えられる。その場合、バルブ切り替え、出口配管とも非常に複雑になってしまう。また逆洗ラインの切り替えに時間を要すると、各室の逆洗インターバルが長くなって、圧損も大きくなってしまう。Fig. 3.18はFig. 3.16と同一試験におけるGroup-3の圧力損失の経時変化を示したものであるが、集塵流速が大きいと圧力損失の上昇が速く逆洗間隔を十分とれないため、途中で集塵流速を1.6cm/sから1cm/sに下げている。その結果、逆洗インターバルは伸びているが、逆洗時のピークの値はそれほど小さくなっておらず、この原因は、逆洗時のピークが逆洗ガス量に大きく依存しているためである。逆洗ガス量は短時間とはいえ集塵流に比べると極めて大きく、この圧力変動幅を小さくするには、他の手段を併用する必要がある。

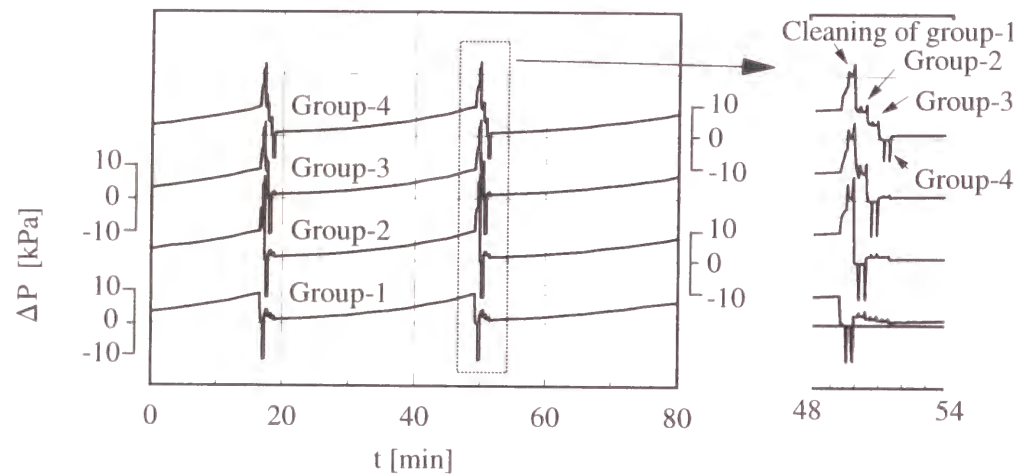


Fig. 3.16 Fluctuation of pressure loss in high temperature and high pressure filtration with off-line cleaning system

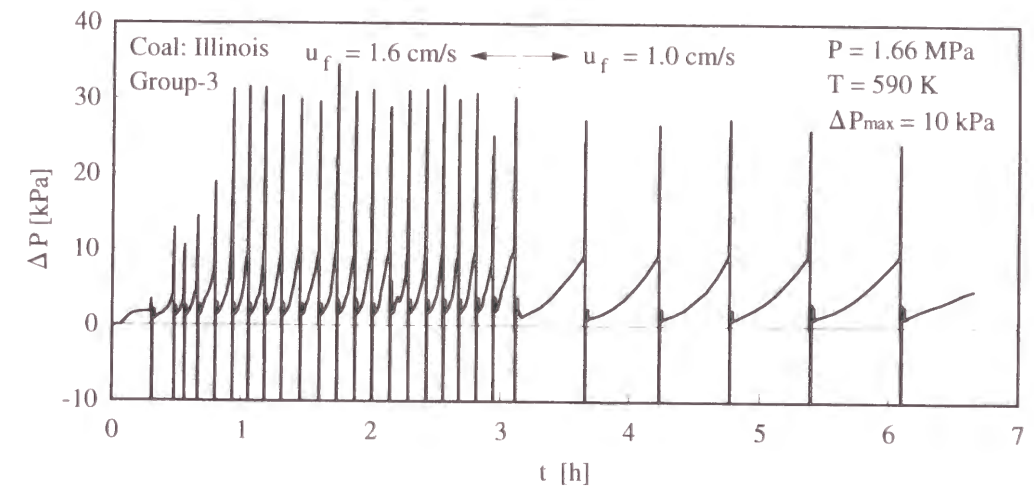


Fig. 3.18 Change of pressure loss in group-3 in high temperature and high pressure filtration with off-line cleaning system

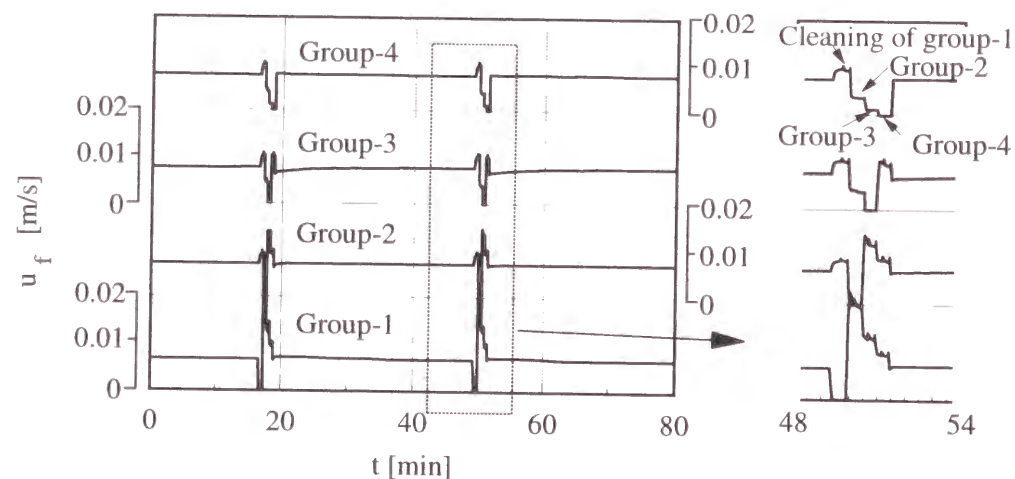


Fig. 3.17 Fluctuation of face velocity in high temperature and high pressure filtration with off-line cleaning system

3.5.2 シミュレーション結果と実験結果の比較

高温集塵における圧力損失、および集塵流速の変動の実験結果とシミュレーション結果との比較をFig. 3.19に示す。計算結果は実験値よりも大きな変動を示しているが、実験で用いた計測システムが短時間の変動に追従できないものであることを考慮すると、実際の変動はFigs. 3.18、3.19で示した実験値よりもかなり大きい可能性がある。従って、圧力変動はこれまでの実験結果から評価された以上に重要な問題となる可能性がある。これらの変動幅を小さくするには、逆洗単位を小さくして集塵塔を多数の部屋に分割する、あるいは逆洗時間なるべく短くし、配管系ならびに逆洗時のバルブ操作を単純なものにする必要がある。この点では、逆洗室の出口バルブを閉じ、フィルタを集塵操作から切り離してから逆洗を行うoff-line逆洗は、複雑な出口配管の中で大型の高温高压バルブの開閉が必要であること、主流ガスラインのバルブを操作するため上下流への圧力変動に注意する必要があることから、全体のバルブ操作を終了するのに時間を要する。そのためFig. 3.18のような圧力変動を引き起しやすい。

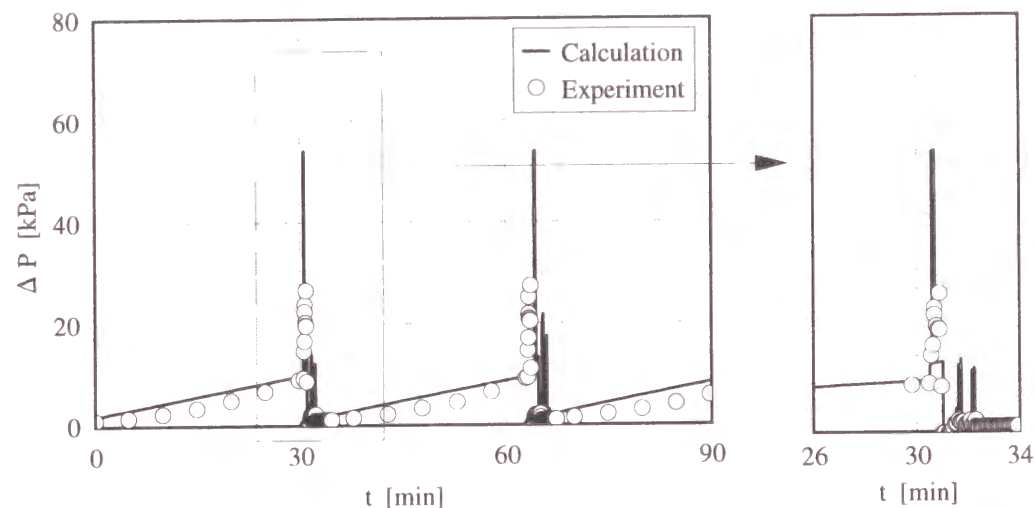


Fig. 3.19 Comparison of fluctuations in pressure loss of group-3 between hot coal gas test and numerical simulation

Fig. 3.20は**Table 3.2**に示すような条件でパルスジェット逆洗を行った場合の圧力損失の変動を示している。また比較のため、同図には同じ条件でのシミュレーション結果を示す。逆洗時には処理ガスに逆洗ガスが加わり、かつ濾過面積が減るため圧力損失が急上昇する。最初のフィルタの逆洗の際のピークが最も高く、徐々にピークの高さが低下する。シミュレーション結果は実験結果とよく一致しており、集塵装置の圧力変動、集塵流速の変化を予測するのに適した手法であることが分かる。

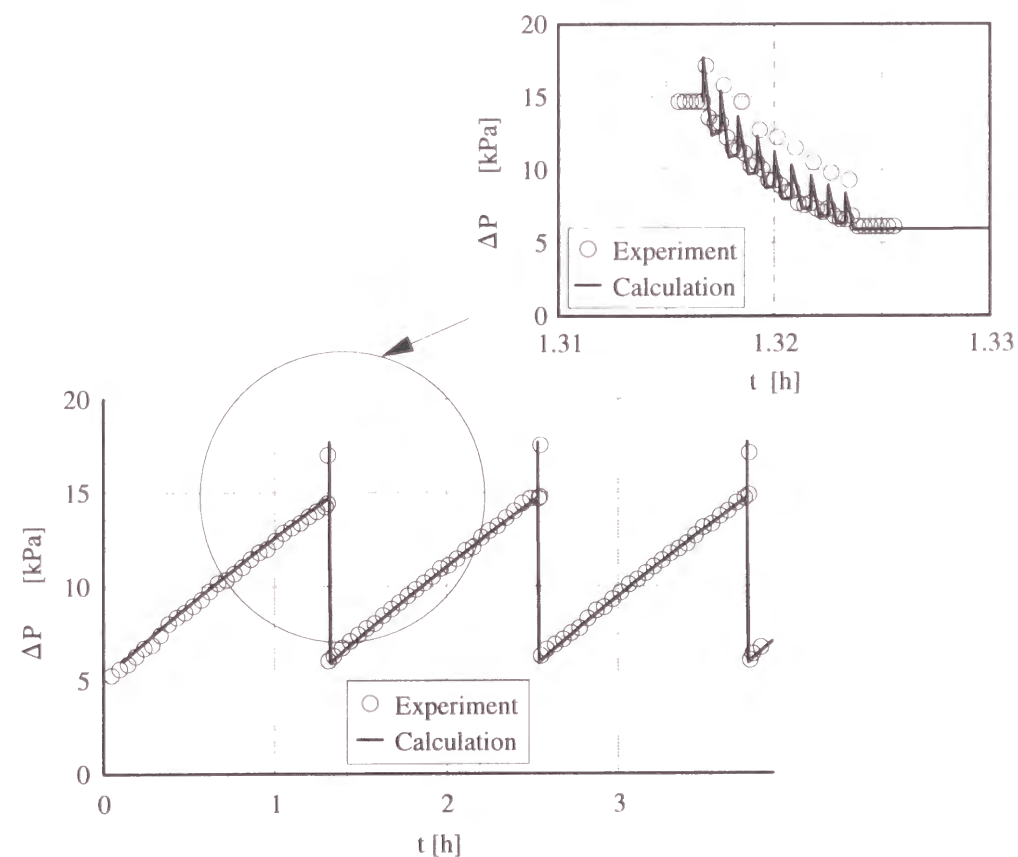


Fig. 3.20 Change of pressure loss and face velocity in atmospheric filtration with on-line pulse jet cleaning

3.5.3 高温集塵における圧力損失の変動

前節の結果よりシミュレーションによって圧力変動、集塵流速の変動が適切に予測できることが判明したので、シミュレーションを基に高温集塵の条件下における圧力変動について考察し、変動を抑制する方法を考察した。シミュレーションの対象としたシステムは、IGCC向けのパイロットプラントとして計画されたものに準じており、**Fig. 3.21**に示すように容器内に9本のフィルタが取り付けられている。それぞれにパルスジェット逆洗配管が設置されており、フィルタ内径は8cm、外形11cm、長さは4.5mで有効濾過長は4mである。**Table 3.3**に示す条件の基で数値

計算を行い、パルスジェットの噴射時間、逆洗流速、逆洗前の圧力損失、集塵流速等の各種要因の影響を考察した。

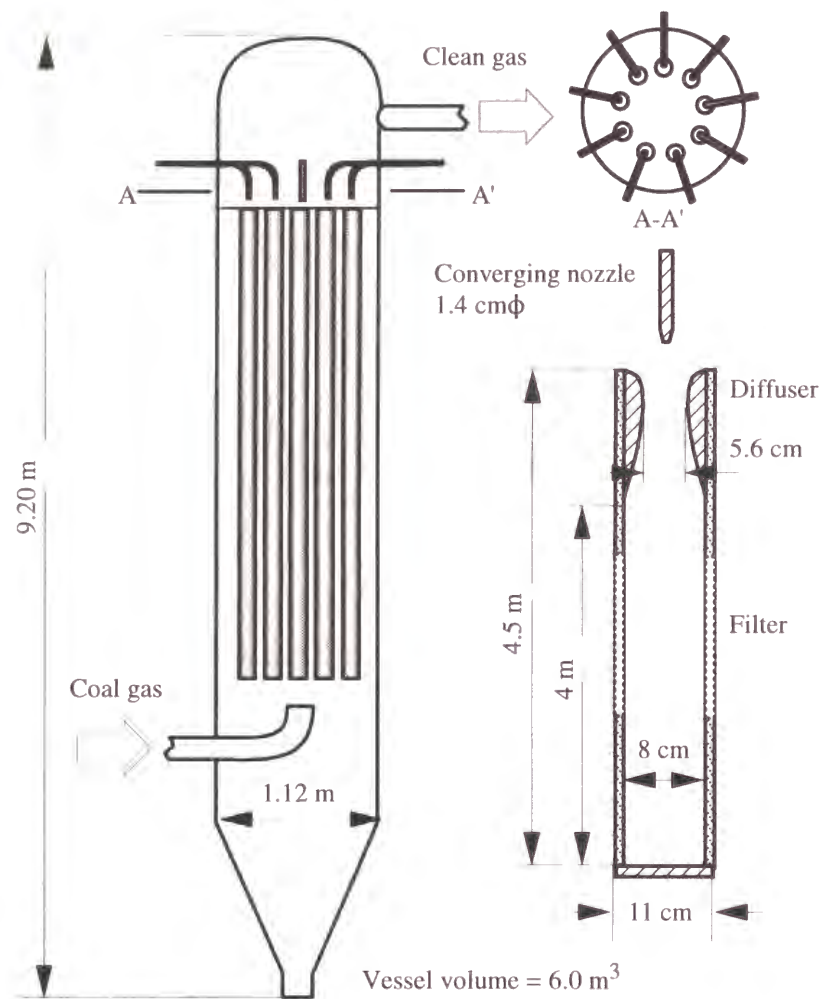


Fig. 3.21 Schematic representation of filter pilot facility with pulse jet cleaning system

Table 3.3 Simulation condition of hot coal gas filtration in a pilot plant

Temperature	693 K
Pressure	2.55 MPa
Face velocity	0.0075~0.02 m/s, nominal 0.01 m/s
Reservoir pressure	nominal 5 MPa
Pulse duration	0.05~1 s, nominal 0.3 s
Pressure loss before cleaning	10~30 kPa, nominal 20 kPa
Cleaning velocity	0.1~0.25 m/s, nominal 0.2 m/s
Volume of filter vessel	3.15~12.6 m³, nominal 6.3 m³

(1) ジェット噴射時間

パルスジェット逆洗では、バルブでジェットがチョークしないように比較的大型のボールバルブ等が用いられる。パルスジェット逆洗の時間はこのバルブの作動時間に依存しており、常温のガスを用いる場合は問題は少ないが、フィルタの熱衝撃の緩和などのため高温ガスを用いる場合はバルブの選定は大きな課題となる。通常パルスジェットの噴射時間は短時間に設定されるが、**Fig. 3.22**に示すように噴射時間0.5秒で集塵差圧のピークは逆洗前の3倍程度に達している。噴射時間を0.2~0.3秒とすると、圧力損失のピークはかなり抑えることができ、高温集塵のパルスジェット逆洗でよく採用されている0.05~0.3秒程度の噴射時間は、逆洗時のピークを抑えるのに適当な時間であると考えられる。ただし噴射ガスは通常、常温の空気、または窒素が用いられており、熱衝撃を抑えるため高温ガスを用いるのであれば、高温下で高速作動可能な低抵抗バルブの開発が必要となる。

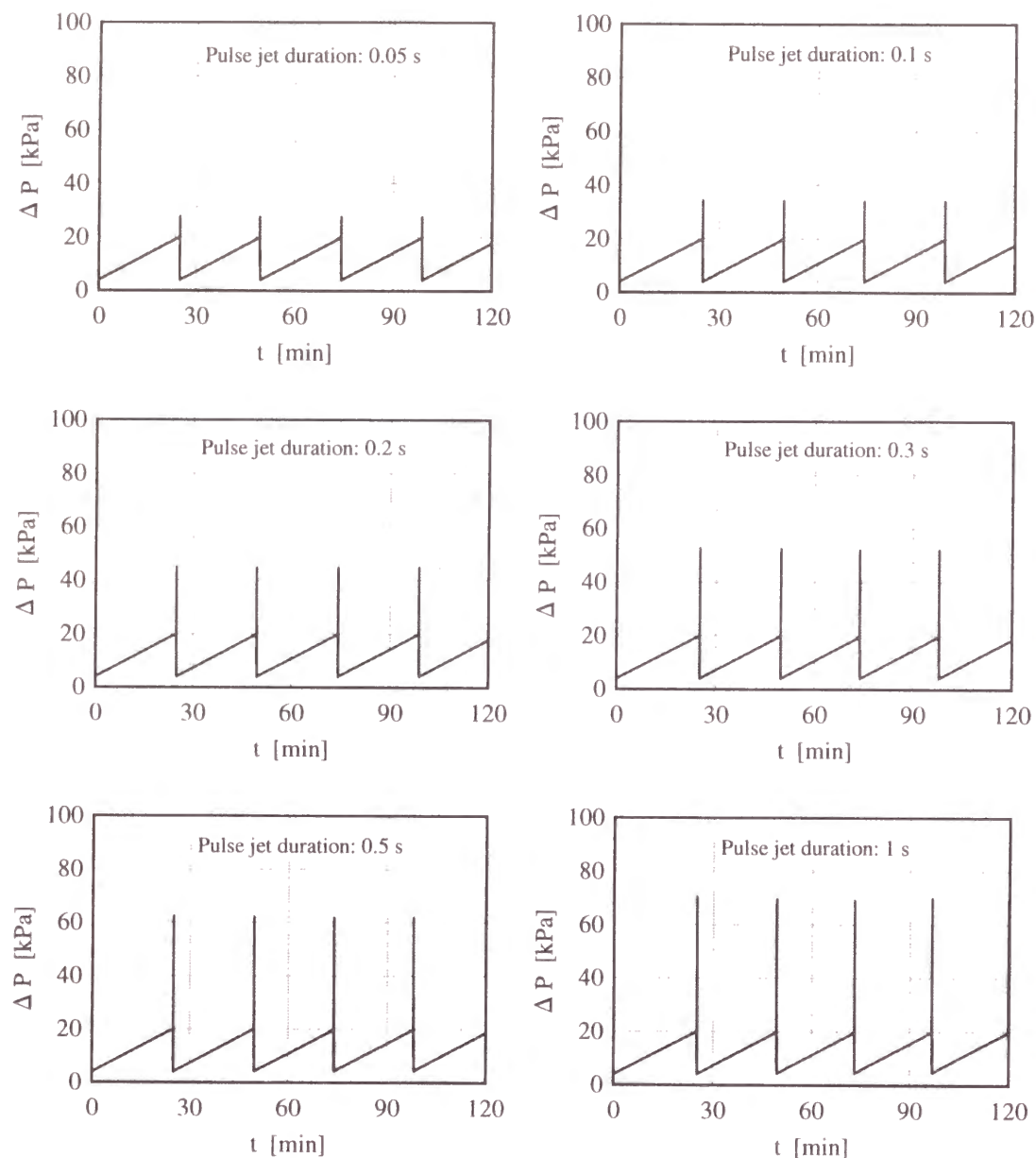


Fig. 3.22 Simulated effect of pulse duration on fluctuation of pressure loss in filter

(2) 集塵流速

集塵流速を上げると、**Fig. 3.23**に示すように捕集ダストによる圧力損失上昇が速まり、逆洗を頻繁に行うことになる。逆洗前差圧が等しければ、パルスジェット逆洗では圧力損失のピークを低下させる効果があるが、フィルタに過大な流れが生じると目づまりを加速する可能性がある。

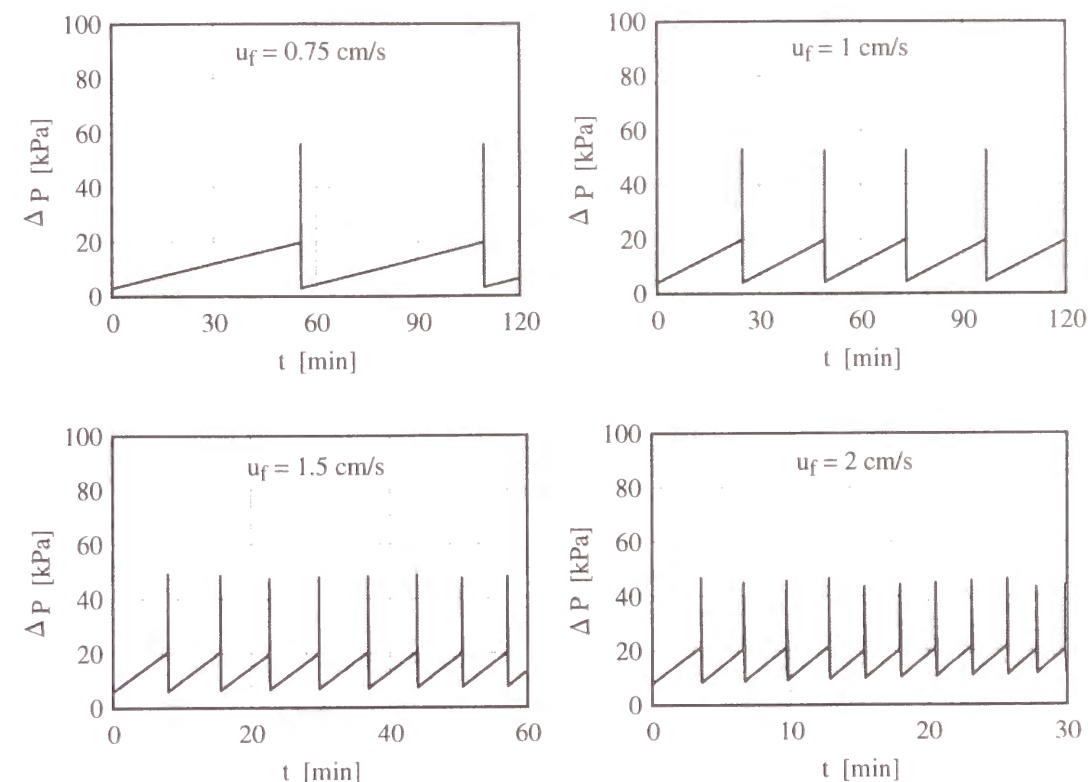


Fig. 3.23 Simulated effect of face velocity on fluctuation of system pressure loss

(3) 逆洗流速、逆洗差圧

逆洗流速を高めることは逆洗差圧を高めることにも相当し、十分な逆洗効果を得るためには逆洗流速をある程度大きくとる必要がある。逆洗時のピークは逆洗流が集塵流に加わるために生じるので、逆洗流速の影響は大きい。が、**Fig. 3.24**に示すように実験的に十分な逆洗効果が確認されている10~20cm/s程度が適当な範囲であろう。

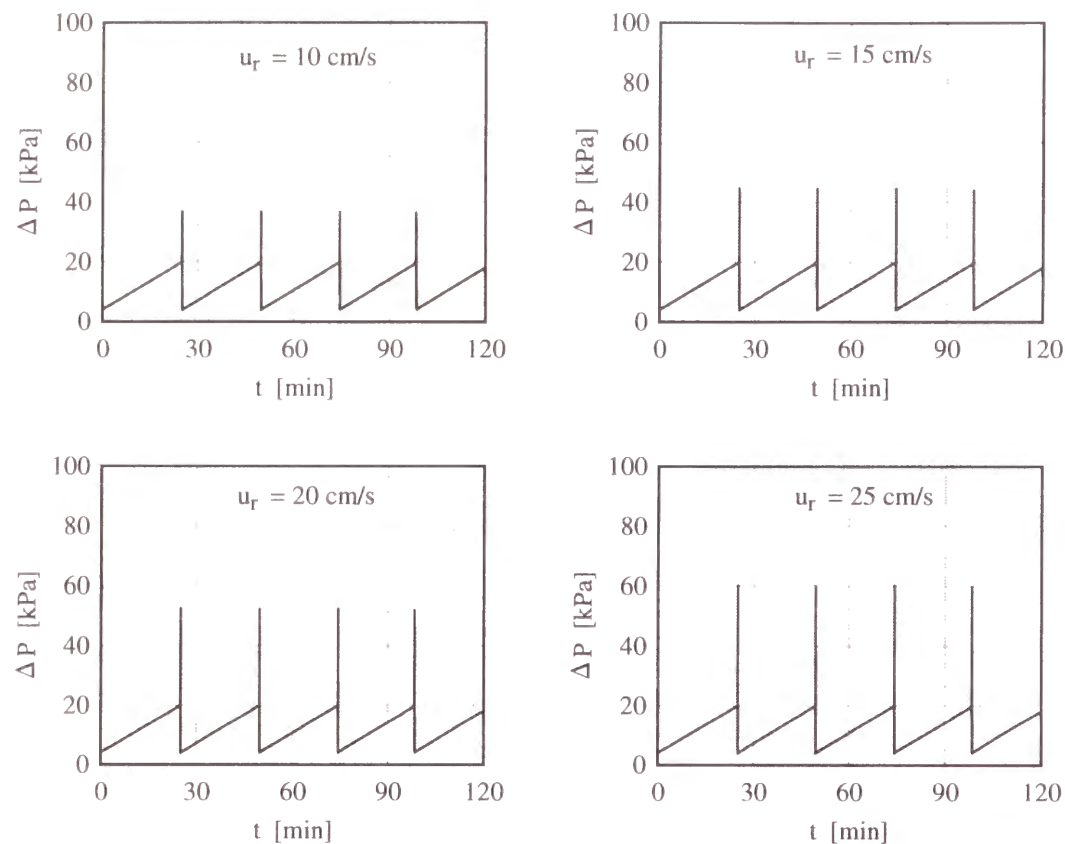


Fig. 3.24 Simulated effect of cleaning velocity on fluctuation of system pressure loss

(4) 逆洗前差圧、ダスト濃度、逆洗インターバル

逆洗前の圧力損失が高いことは、高ダスト濃度、ダスト粒径が小さい場合、逆洗インターバルが長い場合に相当する。逆洗時にはフィルタを払い落としたガスが集塵流に加わり、集塵流速が急上昇するが、その際の装置の圧力損失は、逆洗直前の圧力損失が集塵流速にほぼ比例して増加したものになる。そのため逆洗前差圧の影響は極めて大きく、また逆洗前の集塵差圧が高いと逆洗直後のフィルタに集塵流が集中するため、目づまりを加速する可能性がある。圧力損失変化のパターンは、**Fig. 3.25**に示すように、逆洗時の圧損のピークが高まり、逆洗前後の圧力変動幅も大きくなる。従って、最大圧損を過度に高めることは好ましくないが、逆洗インターバルをある程度確保する必要があるため、最大圧損を設定して許容できる集塵流速を定め、ダスト層の圧力損失の上昇をコントロールする必要がある。

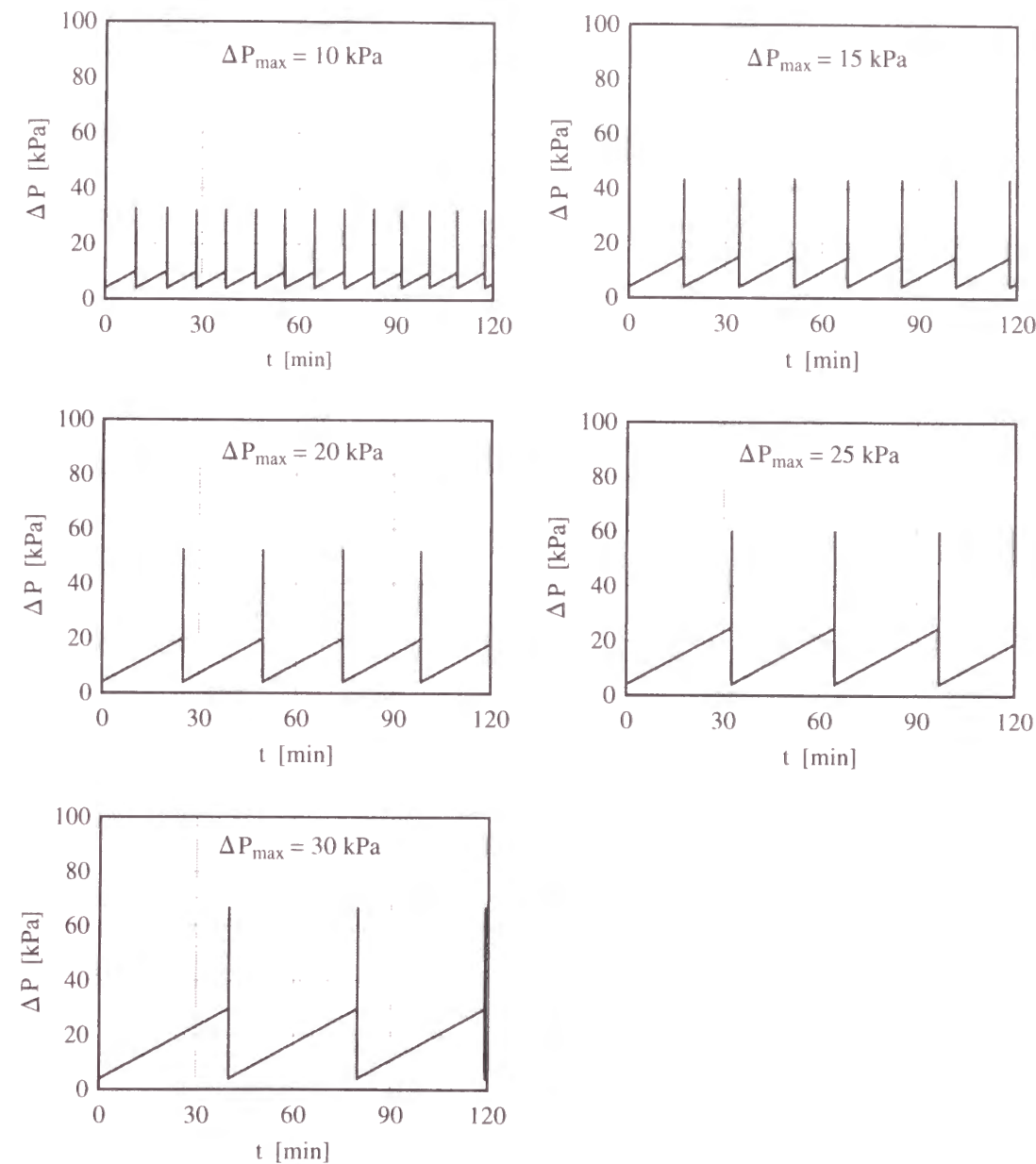


Fig. 3.25 Simulated effect of system pressure loss before cleaning on fluctuation of pressure loss

(5) その他

・フィルタ容器

集塵塔容積を大きくすれば逆洗ガス流入による圧力上昇が遅れ、短時間で逆洗を終了する限り、変動幅を抑制する効果がある。**Fig. 3.26**に集塵塔容積の影響を示

すが、集塵塔が大きくなると圧力変動のピーク値が低下しているのが分かる。しかしながら装置のコンパクト化、低コスト化のためにはできるだけ小さな容器とする傾向があり、集塵容積の大型化することでピーク値を下げることは一般には受け入れられない。

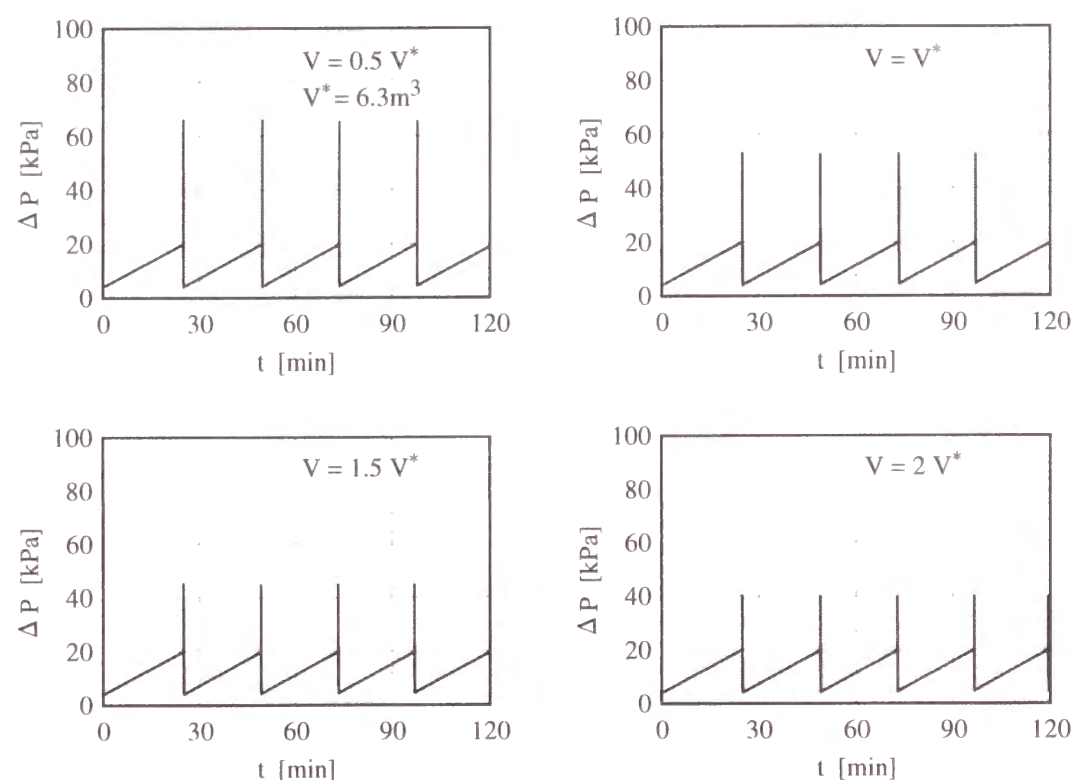


Fig. 3.26 Effect of volume of filter vessel on fluctuation of system pressure loss

・グループの分割数

フィルタを多数のグループに分割すれば、逆洗中の集塵流速の増加が小さくなるので圧力損失の変動抑制には効果的と考えられる。全体の逆洗時間が長くなり、流速の変動時間が長くなるが、大きな問題とはならないであろう。むしろ逆洗配管がやや複雑になるため装置構造上の制約を受けると考えられる。

以上の結果より、圧力変動、集塵流速の変動抑制にはジェットの噴射時間を短くすること、逆洗前差圧を小さく抑えることが効果的で、装置構造が許せばグループの分割数を増やすことが有効であると考えられる。

3.6 本章の結論

フィルタの逆洗方式の選定は集塵技術の重要な課題の一つであり、ブロワーや圧縮ガスを用いたoff-line逆洗、およびon-lineのパルスジェット逆洗についての検討を行なった。逆洗効果はどちらも逆洗流速をパラメータとして評価できると考えられ、off-line逆洗の実験結果から以下のことが判明した。

- (1) 逆洗の際のダスト層の脱離は通気の瞬間に始まり、通気時間は1秒以内で十分であるが、複数回通気すると効果的である。
- (2) 逆洗流速を上げると逆洗効果は高まるが、本コールド実験条件では10cm/s以上の流速があれば十分な効果が得られた。

フィルタ逆洗時には圧力損失および集塵流速の変動が生じ、装置の運転操作、フィルタの耐久性に大きな影響を与える。そのためこれらの変動を解析する計算モデルを作成し、実験結果との比較を行った結果、以下の知見を得た。

- (3) on-line逆洗において、常圧下のコールド試験とモデル計算の比較を行い、計算モデルによって実験結果をある程度予測できることが判明した。
- (4) 逆洗時の圧力変動を抑えるためには、逆洗操作が短期間で行えるパルスジェット逆洗が適しており、圧力変動、集塵流速の変動の低減にはパルスジェット噴射時間を短くすること、逆洗前の圧力損失を低くすることが効果的である。しかしながら、大型システムでは逆洗配管系や逆洗単位の設定、またパルスジェット配管といえども太くなるので大型の高速バルブなども開発課題となると考えられる。
- (5) 圧力損失の変動の主因は逆洗流速の大きさと逆洗前差圧、および逆洗中にフィルタのガスを停止する時間、すなわちoff-line逆洗では一連の集塵操作に必要とする時間、パルスジェット逆洗ではジェットの噴射時間である。ダスト濃度、ダスト粒径分布などは集塵中の圧力損失の上昇速度、従って逆洗間隔を定める因子であるが、圧力変動への直接の寄与は小さい。

Nomenclature

A_i	: Filtration area of i-group	[m ²]
C	: Dust concentration	[kg/m ³]
C_p	: Heat capacity at constant pressure, per unit mass	[J/(kg·K)]

C_v	: Heat capacity at constant volume, per unit mass	[J/(kg·K)]
k_i	: Drag coefficient of dust cake in i-group	[kg/m ² ·s ²]
K_i	: Drag coefficient of pressure loss in manifold and valves in i-group	[kg/m ³]
N	: Number of filtration and cleaning cycles	[-]
N_r	: Number of reverse gas injection times in a cleaning	[-]
P	: Pressure	[Pa]
Q	: Volume flow rate	[m ³ /s]
r_0, r_1	: Internal and external radii of filter	[m]
S_v	: Specific surface area of dust particles	[m ² /m ³]
t	: Filtration time	[s]
T	: Temperature	[K]
u	: Flow velocity in manifold	[m/s]
u_f	: Filtration face velocity	[m/s]
u_r	: Cleaning velocity	[m/s]
V	: Volume of filter vessel	[m ³]
ΔP	: Pressure loss in filter system	[Pa]
ΔP_d	: Pressure loss in dust cake	[Pa]
ΔP_f	: Filtration pressure loss	[Pa]
ΔP_L	: Baseline pressure loss of filter	[Pa]
ΔP_r	: Cleaning pressure difference	[Pa]
ΔP_{rd}	: Cleaning pressure difference in dust cake	[Pa]
Δt	: Duration of reverse cleaning	[s]
μ	: Gas viscosity	[Pa·s]
σ_d	: Stress required to detach dust cake	[Pa]
κ	: C_p/C_v	[-]
κ_f	: Permeability of filter for filtration flow	[m ²]
κ_r	: Permeability of filter for cleaning flow	[m ²]
ρ	: Gas density	[kg/m ³]
ρ_p	: Density of dust particles	[kg/m ³]

References

- 1) Ciliberti, D.F. and T.E. Lippert: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.193-213, Pergamon Press (1986)
- 2) Cahill, P., G. Rasmussen, M. Tustin and D. Robertson: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.111-126, Blackie Academic & Professional (1993)
- 3) Berbner, S. and F. Löffler: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.225-243, Blackie Academic & Professional (1993)
- 4) Koch, D., K. Schulz, J.P.K. Seville and R. Clift: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.244-265, Blackie Academic & Professional (1993)
- 5) Laux, S., B. Giernoth, H. Bulak and U. Renz: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.203-224, Blackie Academic & Professional (1993)
- 6) Durst, M.: *Proc. Second EPRI Workshop on Filtration of Dust from Coal-Derived Reducing and Combustion Gases at High Temperature*, No.11, EPRI (1992)
- 7) Dennis, R.A., T.E.Lippert, G.J. Bruck, M.A. Alvin and M.J. Mudd: *Proc. Tenth Particulate Control Symposium and Fifth Int. Conf. on Electrostatic Precipitation*, p.1-14 (1993)
- 8) Newby, R.A. and R.L. Bannister: *MPS*, 13, 9, p.59 (1993)

第4章 パルスジェット逆洗の解析

4.1 緒言

セラミックフィルタを用いた高温集塵では、装置の圧力変動を抑制し、操作がすばやく行えるパルスジェット逆洗が適していると考えられる。パルスジェット方式はバグフィルタ等で広く採用されるようになってきたが、その高温集塵における設計にあたっては経験に基づくものが多い。例えば独Schumacher社は逆洗ガス元圧を集塵ガス圧の2倍とすることを基本としているが、実際にフィルタに生じる逆洗差圧にはフィルタの濾過面積、ディフューザの効果、逆洗配管、集塵時の圧損とフィルタの抵抗など、影響する因子は多いと考えられる。

第3章で述べたように、フィルタの逆洗に働く力をダスト層に生じる応力と考え、高速度カメラによってダスト層の剥離を撮影し、逆洗圧や捕集ダスト量と剥離の様子を関係づけようとする研究¹⁾が見られるが、払い落としのメカニズムは明らかになっていない。また測定される逆洗圧はフィルタ内側の空間とダスト層外部の圧力差であり、フィルタ媒体の圧力損失を含むため、ダスト層に加わる応力を分離することには成功していない。

さてパルスジェット逆洗は通常1秒以内に終了するため、過度的な変化を追いかける必要があるように考えられるが、実際に逆洗差圧として示している値は定常に達した後の圧力差であることが多く、その場合、後述するようにフィルタ内の流れは定常に達しているとみてよい。ダストの脱離はフィルタ差圧が定常に達する以前に始まるが、逆洗システムの設計には十分な余裕を持った逆洗圧を得る必要があり、実際には定常に達した時点で所定の逆洗差圧、あるいは逆洗流速を得ることを指標とせざるを得ない。そこでフィルタ内の流れをフィルタ半径方向の分布を無視した一次元定常流として解析し、逆洗差圧、逆洗流速とパルスジェットの元圧との関係をモデル化した。

4.2 フィルタ内の一次元流れとパルスジェット逆洗のモデル化

4.2.1 フィルタ内の一次元流れ解析

壁からの流入、流出がある多孔質チューブ内の流れを、管軸方向について半径方向に分布を持たない1次元流れとして扱うと、連続の式、運動量保存式、エネルギー保存式は次のように表せる。

(連続の式)

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho u}{\partial x} = -\frac{4}{D} \rho v_w \quad (4.1)$$

(運動量保存式)

$$\frac{\partial \rho u}{\partial t} + \frac{\partial (\rho u^2 + P)}{\partial x} = -\frac{4}{D} f \frac{1}{2} \rho u^2 \quad (4.2)$$

(エネルギー保存式)

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho C_v T + \frac{1}{2} \rho u^2 \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\rho C_v T + \frac{1}{2} \rho u^2 + P \right) u = -\frac{4}{D} \left(\rho C_v T + \frac{1}{2} \rho v_w^2 + P \right) v_w \quad (4.3)$$

ここで流れ場は、Fig. 4.1に示すように円筒状のフィルタ壁から流出または流入がある場合で、それぞれ逆洗、集塵に対応している。Eqs.(4.1)-(4.3)は、フィルタ内の微小空間における質量、運動量、エネルギーについて、半径方向には分布を持たない軸方向の一次元流れとして収支を求めたものである。フィルタの透過流速がDarcy則²⁾に従うとすると、フィルタの圧力損失は、均質なフィルタの非圧縮性流れではEq.(4.4)のように表せる。

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{\mu u_f r_1 \ln(r_1/r_0)}{\kappa_f} \\ &= \frac{\mu v_w r_0 \ln(r_1/r_0)}{\kappa_f} \end{aligned} \quad (4.4)$$

実際には複層構造のフィルタなどは均質ではないが、 κ_f を平均のpermeabilityとみなすことでEq.(4.4)を用いることができる。またフィルタ内側の流れを定常と仮定できれば、断熱指数 $\kappa(=C_p/C_v)$ および音速 a を用いてEqs.(4.1)-(4.3)から密度、圧力、軸方向流速についてEqs. (4.5)-(4.7)を導くことができる。

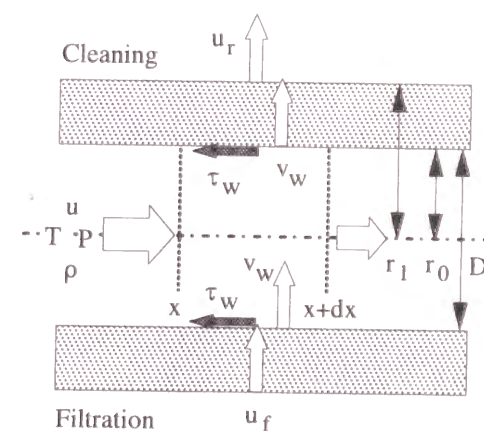


Fig. 4.1 Schematic representation of flow in filter cavity

(密度)

$$\frac{d\rho}{dx} = -\frac{1}{u}\left(\rho\frac{du}{dx} + \frac{4}{D}\rho v_w\right) \quad (4.5)$$

(圧力)

$$\frac{dP}{dx} = -\rho u\frac{du}{dx} + \frac{4}{D}\left(\rho u v_w - \frac{f}{2}\rho u^2\right) \quad (4.6)$$

(軸方向流速)

$$\frac{du}{dx} = -\frac{4}{D}\frac{1}{a^2 - u^2}\left[\left(a^2 + \frac{\kappa+1}{2}u^2 + \frac{\kappa-1}{2}v_w^2\right)v_w - \frac{f}{2}\kappa u^3\right] \quad (4.7)$$

逆洗流の場合、フィルタ入口での密度、圧力、流速が与えられればEqs.(4.4)-(4.7)を連立させ、フィルタ先端へ向かって軸方向に積分できる。キャンドルフィルタのようにチューブ先端が閉じている場合、フィルタ先端が不透過ならば、先端での軸方向の流速が零となるため、この条件を満たす入口条件を探索することになる。フィルタ先端も透過する場合には全濾過流量が流入流量と等しくなるような数値解を探索することになる。

さて多孔質管内の流れにおいて管壁からの透過流がある場合、摩擦係数 f についてMizushinaら³⁾はfilm theory⁴⁾に基づきEq.(4.8)を与えている。

$$f = \frac{2m}{1 - \exp(-2m/f_0)} \quad (4.8)$$

ここで f_0 は濾過流速がない場合の管摩擦係数で、 m はEq.(4.9)のようにフィルタ内面における濾過流速と軸方向流速の比を表す。

$$m = v_w / u \quad (4.9)$$

いまフィルタから流出する流体の軸方向の運動量がすべて管摩擦で失われ、内部

の流体には移行しないと考えると、

$$\tau_w = f\frac{1}{2}\rho u^2 = \rho v_w u \quad (4.10)$$

従って摩擦係数の一つの極限としてEq.(4.11)が得られる。

$$f = 2m \quad (4.11)$$

またMizushinaら⁵⁾は摩擦係数の実験式としてEq.(4.12)を与えている。

$$f = 4m + \frac{1}{2}(0.015 - 5.731m + 103.5m^2 - 3420m^3) - 0.017 < m < 0.019, \quad 9 \times 10^3 < Re < 1.025 \times 10^5 \quad (4.12)$$

Fig. 4.2にはこれら摩擦係数の比較を示す。ここでEq.(4.8)を $m=0$ でEq.(4.12)と一致させるため、 $f_0=0.0075$ とした。Fig. 4.2より、フィルタ内側から外側へ向かって流出のある場合、すなわち逆洗流れでは、film theoryとEq.(4.12)の差は小さいことが分かる。しかしながら最近利用されることが多い複層構造のフィルタの多くは、低圧損化を図るため、ベースのチューブのポアを大きくしており、フィルタ基材の粒子径が大きい。そのため、フィルタ内面は非常に粗面であり、壁面上で薄い境界膜を仮定するようなfilm theoryに適した場ではないと考えられる。

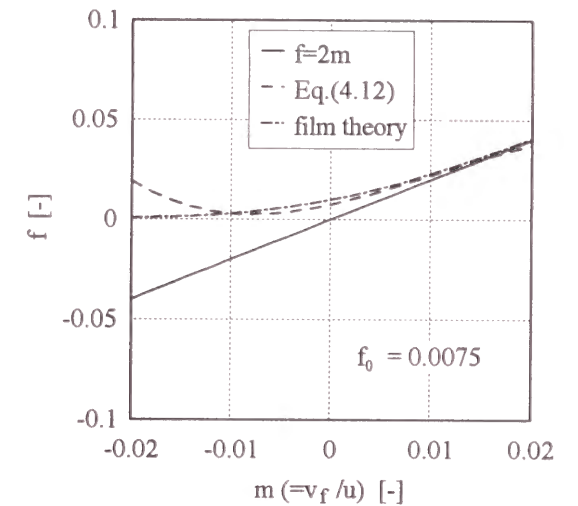


Fig. 4.2 Comparison of friction factors as a function of the ratio of permeation velocity to axial velocity

4.2.2 パルスジェット逆洗圧のシミュレーションモデル

パルスジェット逆洗のモデル化を行うため、ノズルからのジェット、および

フィルタ入り口に取りつけられるディフューザ内流れのMacro Balanceを考察した。

(1) ノズルからのジェット

ノズルからの流量は、ノズル形状に応じて直管内の断熱摩擦流れであるFanno流れ⁶⁾、あるいは等エントロピー流れなどとして、ノズル出口圧にノズルの周囲の圧力を与えることで求めることができる。パルスジェット逆洗の場合には集塵後のクリーンガスの圧力を与えればよい。逆洗ノズルが直管または先細ノズルの場合は以下のように解析できる。

①直管ノズル

リザーバ内の圧力、ガス密度、温度をそれぞれ P_0 、 ρ_0 、 T_0 、ノズル直管入口では P_{ni} 、 ρ_{ni} 、 T_{ni} 、またMach数を M_{ni} 、ノズル出口でそれぞれ P_n 、 ρ_n 、 T_n 、 M_n とする。リザーバからノズル配管入口へ等エントロピー的に流入すると仮定すれば、管入口において

$$\frac{P_0}{P_{ni}} = z^{\frac{\kappa}{\kappa-1}} \quad (4.13.1), \quad \frac{\rho_0}{\rho_{ni}} = z^{\frac{1}{\kappa-1}} \quad (4.13.2),$$

$$\frac{T_0}{T_{ni}} = z \quad (4.13.3), \quad z = 1 + \frac{\kappa-1}{2} M_{ni}^2 \quad (4.13.4)$$

ノズル配管内をFanno流れとすると入口と出口の間でEq.(4.14)が成り立つ。

$$\frac{P_n}{P_{ni}} = z_1 \cdot z_2^{0.5} \quad (4.14.1), \quad \frac{\rho_n}{\rho_{ni}} = \frac{u_{ni}}{u_n} = z_1 \cdot z_2^{0.5} \quad (4.14.2), \quad \frac{T_n}{T_{ni}} = z_2 \quad (4.14.3),$$

$$4f \frac{L_n}{D_n} = \frac{1}{\kappa} \left(\frac{1}{M_{ni}^2} - \frac{1}{M_n^2} \right) + \frac{\kappa+1}{2\kappa} \ln[z_1^2/z_2] \quad (4.14.4),$$

$$z_1 = \frac{M_{ni}}{M_n} \quad (4.14.5), \quad z_2 = \frac{(\kappa-1)M_{ni}^2+2}{(\kappa-1)M_n^2+2} \quad (4.14.6)$$

圧縮性流体の管摩擦係数は平滑管の場合0.003～0.004程度とされる⁶⁾が、この程度の数値では管の長さが短いと次に述べる先細ノズルと同様に扱ってもジェットの状態量の計算結果に大きな影響を及ぼさない。さて管が十分長いとノズル出口で

チョークし音速に達するが、このとき $M_n=1$ となり、ノズル入口のマッハ数 M_{ni} はEq.(4.15)より求まる。またその場合のリザーバ内の圧力 P_{0c} はノズルの背圧を P_e としてEq.(4.16)で与えられる。

$$4f \frac{L_n}{D_n} = \frac{1-M_c^2}{\kappa M_c^2} + \frac{\kappa+1}{2\kappa} \ln \left[\frac{(\kappa+1)M_c^2}{(\kappa-1)M_c^2+2} \right] \quad (4.15)$$

$$\frac{P_{0c}}{P_e} = \left(1 + \frac{\kappa-1}{2} M_c^2 \right)^{\frac{\kappa}{\kappa-1}} \frac{1}{M_c} \sqrt{\frac{\kappa+1}{(\kappa-1)M_c^2+2}} \quad (4.16)$$

リザーバ内の圧力が P_{0c} よりも小さい場合は管出口の圧力は背圧 P_e に等しく、流れの状態はEqs.(4.13)、(4.14)より求めることができる。リザーバ内の圧力が P_{0c} よりも大きくなると、管出口の圧力は背圧よりも大きくなり、ノズル内の流れは背圧に影響されなくなる。このときノズルを出た流体は膨張し、 $M_n=1$ 、 $M_{ni}=M_c$ としてEqs.(4.13)、(4.14)より出口の流速、圧力などを求めることができる。

②先細ノズル

先細ノズルの場合、ノズル直前までをFanno流れとしてEqs.(4.13)、(4.14)を用い、ノズル先端を等エントロピー流れとして解析できるが、ノズル出口径が配管径に比べて小さい場合ノズル内を等エントロピー的に扱い、Eq.(4.13)の添え字 ni の量をノズル出口の状態量として求めることができる。また

$$\frac{P_0}{P_e} > \left(\frac{\kappa+1}{2} \right)^{\frac{\kappa}{\kappa-1}} \quad (4.17)$$

のときノズル出口でチョークし、ノズルを出た流体は膨張する。このとき状態量はEq.(4.13)で $M_{ni}=1$ として求められる。

(2) エゼクタ効果

フィルタの逆洗に用いるディフューザはエゼクタ効果を狙ったもので、エゼクタの解析手法と同様にノズルとディフューザスロート間の質量、運動量、エネルギー

ギーの収支を考察し、フィルタに流入する逆洗流を把握する必要がある。

エゼクタに関する研究は、古くは速水^{7,8)}の研究が見られ、高島⁹⁾や植田^{10,11)}の報告が続いているが、いずれも蒸気エゼクタが中心であって、高真空を得ようとしてジェットの高圧とエゼクタ出口の圧力の比が高い場合を取り扱っており、

フィルタの逆洗を考察するのに適した解析とはなっていない。そこでフィルタの逆洗に適用しやすい形で、ジェットと同伴流のバランスを考察し、フィルタ内の流動と結びつけ、逆洗への寄与について考察を行うこととする。

さてフィルタ取り付け口にジェットを噴射すると、適当な条件下でノズル周囲の流体を同伴してフィルタ内に流入する。**Fig. 4.3**のようにノズル出口の平面とディフューザスロートの入口で、同伴流を仮定して物質量、運動量、エネルギーの収支を取るとEqs.(4.18)-(4.20)式が得られる。ここで添え字n、e、tはそれぞれノズル、同伴流、スロート入り口を表わす。

(質量保存)

$$w_n + w_e = W \quad (4.18)$$

(運動量保存)

$$w_n u_n + P_n A_n + P_e (A_t - A_n) = W U_t + P_t A_t = M \quad (4.19)$$

(エネルギー保存)

$$w_n e_n + w_e e_e = W e \quad (4.20.1)$$

$$e_n = C_p T_n + \frac{1}{2} u_n^2 \quad (4.20.2)$$

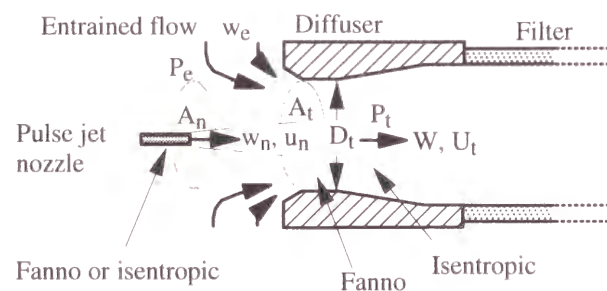


Fig. 4.3 Schematic representation of pulse jet cleaning flow

$$e_e = C_p T_e \quad (\eta \geq 0), \quad e_n \quad (\eta < 0) \quad (4.20.3)$$

$$e = \frac{\kappa}{\kappa - 1} \frac{P_t}{\rho_t} + \frac{1}{2} U_t^2 \quad (4.20.4)$$

ここで w_n 、 P_n 、 P_e 、 T_e 、 M 、 e_n 、 e_e は既知であり、吸引比率 $\eta = w_e/w_n$ を仮定すると、スロート入口の平均流速 U_t について

$$U_t = \frac{\kappa}{\kappa + 1} \frac{M}{(1 + \eta) w_n} \left[1 - \sqrt{1 - 2 \frac{\kappa^2 - 1}{\kappa^2} \frac{w_n^2}{M^2} (1 + \eta) (e_n + \eta e_e)} \right] \quad (4.21)$$

η 、 U_t を用いることで W 、 ρ_t 、 P_t が計算できる。次にスロート内をFanno流れ、拡大部を等エントロピー流れとするとフィルタ入り口の条件が得られる。フィルタ内の流れをEqs.(4.5)-(4.7)式で計算し、フィルタ先端が不透過の場合はフィルタ先端で軸方向の流速が零となるような η を探索することで、フィルタに生じる逆洗流が計算できる。(Appendix-C参照)

4.3 実験装置

4.3.1 フィルタ内の一次元流れ

4.2.1節での解析結果を検証するため、フィルタ内側から外部へ透過する流れがある場合のフィルタ内圧の分布を調べた。**Fig. 4.4**に示すように、除湿したコンプレッサ空気を減圧し、流量計を経て、内径が等しい配管に接続したフィルタ内に

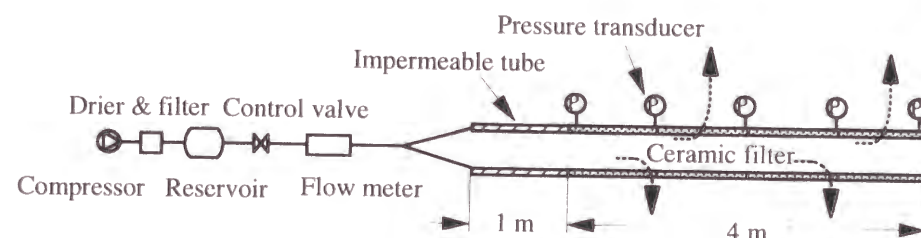


Fig. 4.4 Test apparatus measuring variation of pressure in filter cavity

流入させた。フィルタには差圧計を設置し、内圧と外部の圧力差を測定した。使用したフィルタはNGK製のアルミナフィルタ、およびSiCの複層フィルタで、アルミナの場合内径22mm、外形30mm、長さ88cm、SiC複層フィルタの場合内径40mm、外形70mm、長さは1mのものを接続し、最長4mとした。

Eq.(4.4)に用いられているフィルタのpermeabilityは、アルミナフィルタでは $6.608 \times 10^{-13} \text{m}^2$ で濾過抵抗が大きく、本実験で用いたSiCフィルタは $1.947 \times 10^{-11} \text{m}^2$ と抵抗は小さい。Fig. 4.5には透過流がない場合の両者の管摩擦係数を示す。アルミナフィルタでは内外面とも比較的滑らかであるが、平滑管よりも摩擦係数が小さくなっている原因は、フィルタが短かく、圧力損失の誤差が大きかったためと考えられる。SiCフィルタでは外面は滑らかであるが内面は非常に粗い。Moody線図¹²⁾との比較ではSiCフィルタの場合、相対粗さは $\varepsilon/d=0.01 \sim 0.015$ の範囲にあり、フィルタ基材の粒子径が0.5mm前後であることを考えると妥当な値と考えられる。このような粗面の場合には、4.2.1節で示した摩擦係数の補正法としてのfilm theoryは適していないと考えられる。

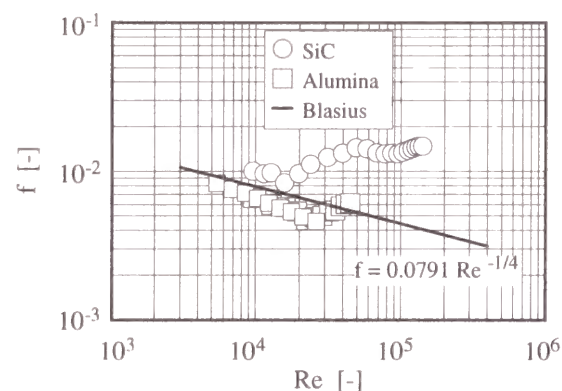


Fig. 4.5 Friction factors of alumina and SiC filter tubes without permeation

4.3.2 On-line pulse jet逆洗実験装置

セラミックフィルタのパルスジェット逆洗には主に高圧窒素が用いられており、その所要圧力、消費量などが逆洗システムの課題となる。逆洗ガスの元圧はこれまで経験的に決められることが多く、高温高圧バグフィルタでは所要圧力は運転圧の3倍以上とする報告¹³⁾や2倍を基本とする等の報告がみられるが、フィルタやノズルのサイズ、ディフューザの効果で結果が異なると考えられる。またパルスジェットでは周囲のガスがジェットに同伴されてフィルタに流入すると考えられたが、Renzら¹⁴⁾はPFBCにおけるキャンドルフィルタのパルスジェット逆洗の流れについて、汎用流体解析コードであるFLUENTを用いて非定常軸対象流れの計算を行い、高温下では同伴流を伴わないとする結果を得ている。しかしながら計算に

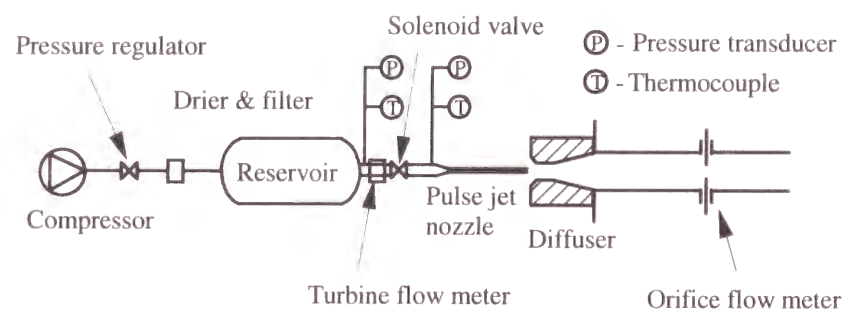
使用した乱流モデルや境界条件が明らかにされておらず、またフィルタ内の圧力分布も実験値と異なる傾向を示すなど、その信頼性は未だ十分ではない。パルスジェット逆洗システムの適正な設計には、ノズルやディフューザ、フィルタのpermeabilityなどの効果を定量的に評価する手法が必要であり、4.2.1節ではそのモデル化を行った。本節では実験との比較によってその検証を行うこととする。

(1) パルスジェットの流量特性

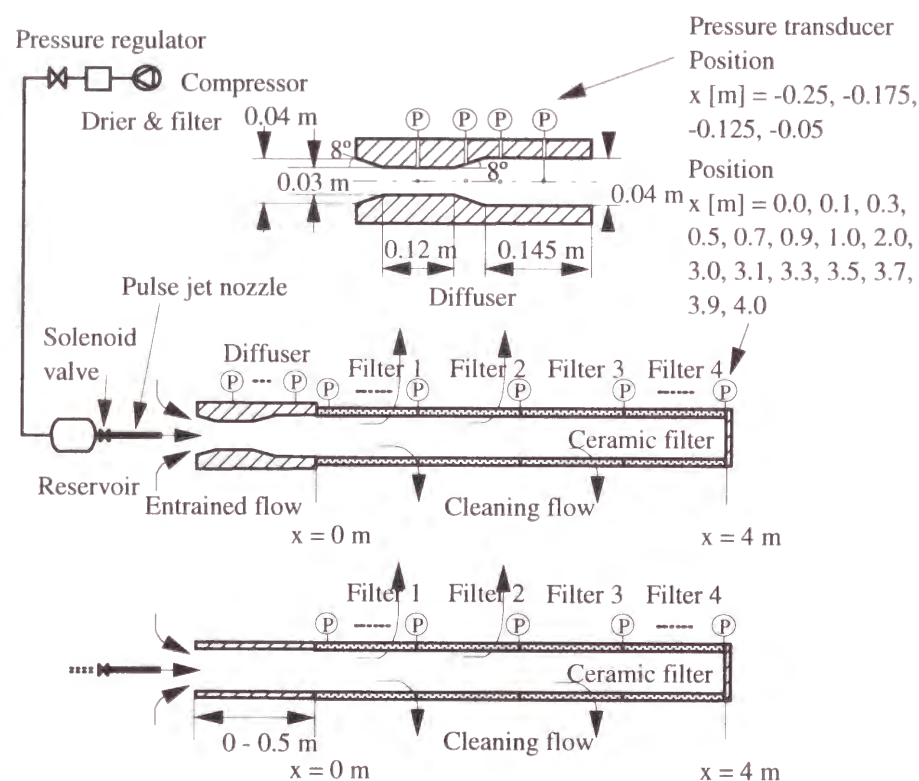
Fig. 4.6(a)に示すようにノズル上流、並びにディフューザ下流に流量計を取付け、ディフューザ単体の吸引効果を、次いでFig. 4.6(b)のようにフィルタにディフューザを取付けジェットを噴射したときのフィルタ内の圧力変動を調べた。なおディフューザ後流の流量計の圧力損失は、流量計入り口の流速を U として試験範囲内では $\Delta P[\text{dyne/cm}^2]=1.078 \cdot \rho[\text{g/cm}^3] \cdot \{U[\text{cm/s}]\}^2$ で表すことができた。直管ノズルはノズル長を50cmとし、内径は4mm、6mmのもの、また先細ノズルとして出口径5.8mm、配管径10mmのものを使用した。ディフューザ単体のエゼクター効果を調べる際には拡大部の出口径を6.75cm、スロート径を1、2、3、4、6.75cmとし、フィルタ上流に取付ける場合には拡大部の出口径をフィルタ内径に等しく4cm、そしてスロート径を1、2、3、4cmとした。ディフューザの入口、出口の角度は 16° とし入口径はスロート径より1cm以上大きくとった。フィルタは内径4cm、外径7cm、長さ1mのチューブを5本用いた。Table 4.1にEq.(4.4)に適用された各フィルタのpermeabilityを示す。

Table 4.1 Permeability of filters

Filter number	No.1	No.2	No.3	No.4	No.5
Permeability $[\text{m}^2]$	2.91×10^{-12}	4.64×10^{-12}	5.29×10^{-12}	5.29×10^{-12}	2.14×10^{-11}



(a) Experimental apparatus of diffuser



(b) Experimental apparatus of pulse jet flow

Fig. 4.6 Schematic representation of pulse jet system to investigate propagation and variation of cleaning pressure along filter

(2) On-line逆洗実験

前節の試験装置は集塵流を伴わないものであるため、集塵中のパルスジェット逆洗の特性を調べるために、3.2.2節のFig. 3.4に示す装置を用いて大気圧、室温において集塵を継続しながらパルスジェット逆洗を行った。試験方法は3.2.2節に示した通りであるが、集塵差圧が所定の圧力差に達したときに全フィルタの逆洗を開始することとし、逆洗前の圧力損失の影響について検討した。

4.4 実験結果と考察

4.4.1 フィルタ内の一次元流れ

常温常圧下で、フィルタの内側から外側に流出する流れがある場合のフィルタ内の圧力分布をFigs. 4.7、4.8に示す。アルミナフィルタではpermeabilityが小さく、フィルタ内部の圧力がほぼ一様となって、いずれの補正も同様の分布を与えたが、SiCフィルタでは内面が粗く、film theoryなどで補正するよりもむしろ $f=0.01$ と透過流がない場合の管摩擦係数を用いるほうが実験結果と一致した。またSiCフィルタの内圧は中間部では入り口の値に近く先端で上昇しており、フィルタ内圧は一様ではないことが分かる。この傾向は逆洗差圧を高めるほど、抵抗が小さいほど、そしてフィルタ径が小さくなるほど顕著となるが、フィルタ先端に行くに連れて軸方向の流速が低下し、動圧が静圧に変わるためと考えられる。Eq.(4.22)に定常状態の運動量収支式を示す。密度をほぼ一定とすると、フィルタの透過流がない場合は左辺第1項は無視でき、通常の管内流れのように圧力は流れ方向に常に低下する。フィルタから流出があると ρu^2 は流れ方向に減少するので、摩擦係数を考慮しないとUshikiら¹⁵⁾の計算のように圧力は流れ方向に沿って常に増加することになる。そのため摩擦係数を含めることは圧力分布の計算には重要で、Fig. 4.7のフィルタ中間部の圧力の低下は摩擦係数の影響である。

$$\frac{\partial \rho u^2}{\partial x} + \frac{\partial P}{\partial x} = -\frac{4}{D} f \frac{1}{2} \rho u^2 \quad (4.22)$$

さてSievertら¹⁶⁾はバグフィルタをパルスジェット逆洗したときのフィルタ内の圧力分布を測定し、フィルタの軸方向中間部に逆洗圧が低下することを見い出しているが、その原因についてバグの変形とダストの脱離で圧力損失が下がるため中間部で逆洗圧が低下し、フィルタ先端ではパルス圧の反射によって上昇するとし

ている。本論文のような結論に達しなかったのは、逆洗圧のピーク値の分布に注目して、経時変化を十分考慮していないためと、バグフィルタの変形にとらわれたためと考えられる。Ushikiら¹⁵⁾、Cliftら¹⁷⁾は、キャンドルフィルタ内の流れについて同様な計算を行っているが、フィルタ内側の流れを非圧縮性とし、摩擦係数については十分考慮していない。またディフューザや逆洗ガス入り口部の形状、ジェットと同伴流の影響などは考察されていない。ジェットが同伴流を得てディフューザを通過してフィルタに流入する計算では、圧縮性の考慮が必要で、またフィルタの軸方向の圧力分布の再現には摩擦係数の考慮が不可欠であり、これらに関しては次節で考察する。

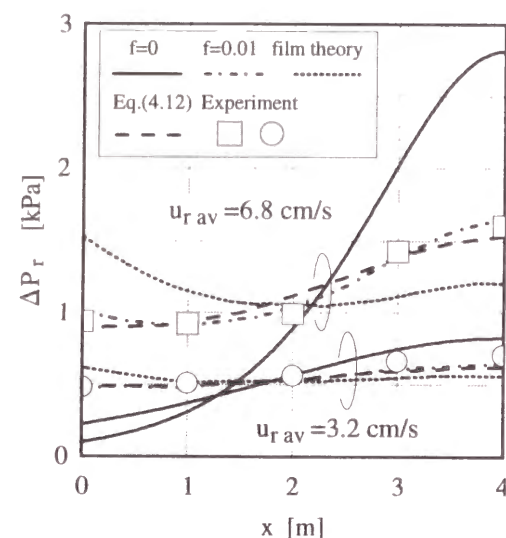


Fig. 4.7 Variation of internal pressure in SiC candle filter with internal permeation

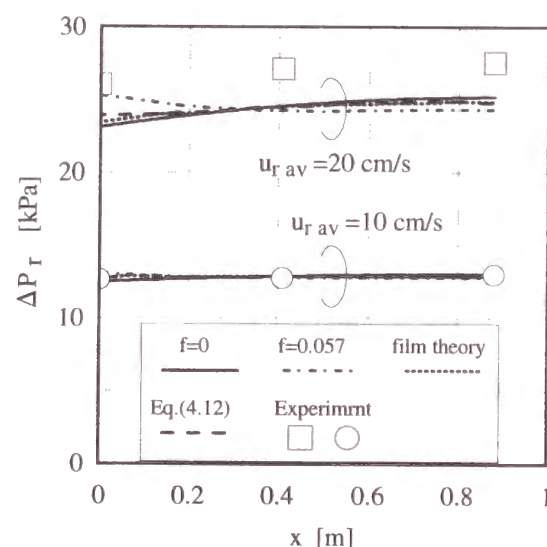


Fig. 4.8 Variation of internal pressure in alumina filter with internal permeation

4.4.2 パルスジェット逆洗流の特性

(1) ノズルの噴射特性とディフューザの吸引特性

Fig. 4.9に逆洗ガスの元圧とノズルからの流出量の関係を示す。ノズル形状に応じて配管内の流れをFanno流れ、等エントロピー流れとして計算した結果は実験値とよく一致していることが分かる。またディフューザ単体の吸引特性をFig. 4.10に示すが、計算値と実験値は良好な一致を示しており、本計算法の妥当性を示している。ここでディフューザの吸引特性はFig. 4.6(a)の場合、流量計出口の圧力が背圧と等しくなるような解を求めればよい。ただし計算にあたっては流量計の抵抗

は無視できず、わずかな圧力損失も吸引特性に大きな影響を持っていた。実際にはEq.(4.21)で η を仮定し、ディフューザ出口の状態量を求め、次に流量計の抵抗を考慮して流量計出口の状態量を計算し、出口圧が背圧と等しくなるような η を探索すればよい。Fig. 4.10より吸引効果を高めるには、適切なディフューザスロート径があることが分かる。

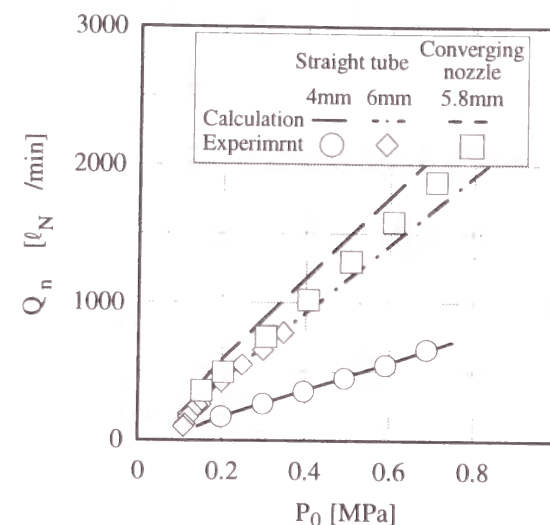


Fig. 4.9 Comparison between calculation and experiment in flow rate from pulse jet nozzle

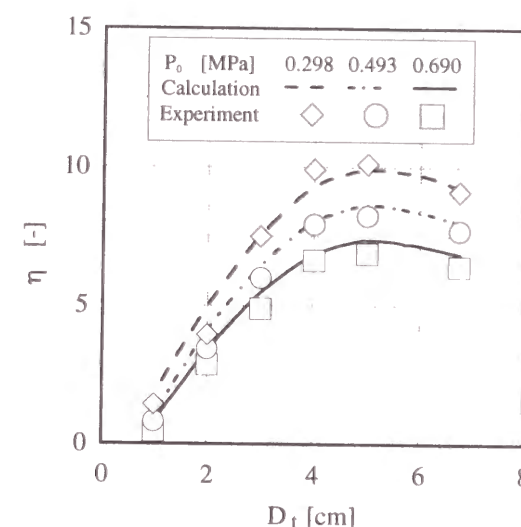


Fig. 4.10 Effect of diffuser on entrainment ratio

(2) パルスジェット逆洗圧の伝播

Fig. 4.6(b)に示す装置を用いて、フィルタ内に約0.3秒ジェットを噴射したときのフィルタ内の圧力伝播をFig. 4.11に示す。フィルタ内の圧力波は軸方向に伝播し、先端に達してフィルタ内全域の圧力を上昇させる。圧力波の伝播は極めて速く、フィルタ長が4mであっても逆洗圧はジェットの噴射から50ms以内に定常値に達しており、圧力波の伝播の過程で定常値を上回る値に達することが分かる。また同図には逆洗圧の分布の計算結果も示しているが、実験値と良好な精度で一致しており、圧力分布の形も再現している。すでに述べたように、逆洗圧はフィルタ先端で高まる傾向があり、この原因は先端へいくほど軸方向流速が低下し、それに伴って動圧が静圧に変化するためである。またフィルタ中間域の逆洗圧がやや低

下する部分は、**Fig. 4.7**で述べたようにフィルタ内面の摩擦の影響が大きい。一方、**Fig. 4.12**には逆洗終了時の圧力変化を示すが、この場合、開始時と異なり、全域にわたってほぼ一様に減衰していくことが分かる。

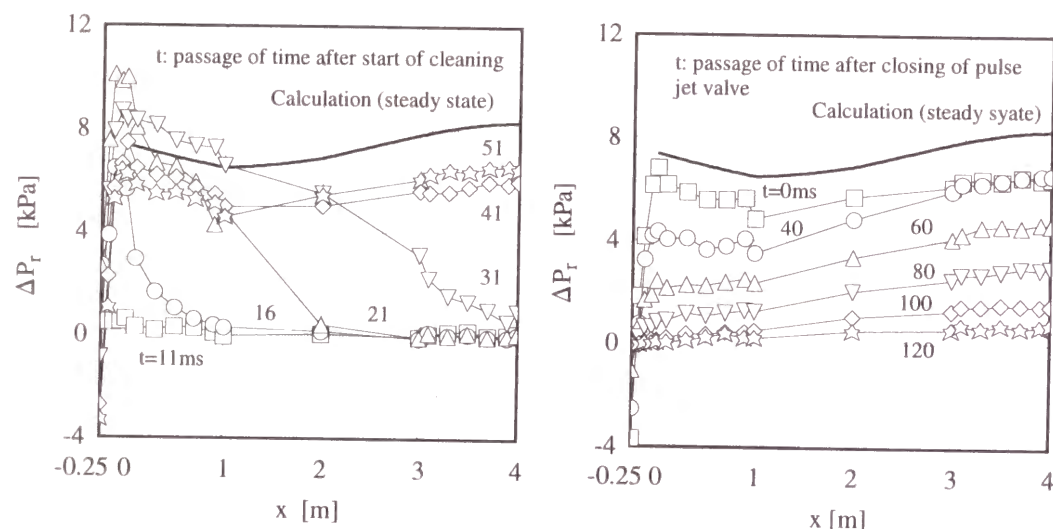


Fig. 4.11 Propagation of cleaning pressure in filter cavity in the beginning of cleaning

Fig. 4.12 Attenuation of cleaning pressure in filter cavity in the end of cleaning

次にフィルタの各部における逆洗圧の変化を**Fig. 4.13**に示す。通常のパルスジェット逆洗は0.1~0.5秒の時間のものが多いことから、逆洗中のフィルタ内の流れは定常として扱ってよいと考えられる。実際のダストの脱離は、流れが定常に達する以前に始まっているが、逆洗システムの設計にあたっては逆洗期間中にどれだけの逆洗圧、逆洗流速が得られ、またどれだけの逆洗ガスを消費するかが指標となる。従ってパルスジェット逆洗システムの設計には、流れを定常流として扱って解析してよいと考えられる。

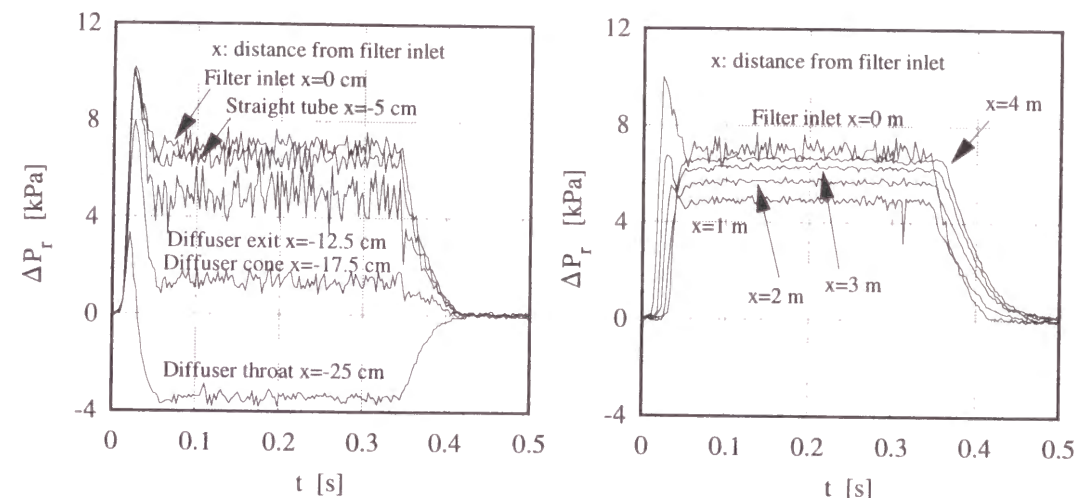


Fig. 4.13 Cleaning pressure in filter cavity as a function of time

(3) 逆洗圧の分布と助走距離

Fig. 4.14には、逆洗ガス入口に不透過の入口長さを設けた場合の効果を示す。入口径は4cmでフィルタ内径に等しくしており、長さは0~50cmとした。不透過部を設けない場合、流入部付近ではジェットの噴射直後に逆洗圧が上がるが、図のようにすぐに負圧となってしまふ。この場合フィルタ取付け部近くではダスト層の脱離が起こらず、ダストの蓄積が続いてやがてフィルタ間にダストのブリッジが生じるおそれがある。この原因はジェットと同伴ガスが混合し圧力上昇を得るまでに、ある程度の助走距離を必要とするためと考えられる。またディフューザを設置した場合、**Fig. 4.11**、**4.12**より分かるように、ディフューザ内では圧力は負で、出口の拡大管内で圧力を回復し、正圧となってフィルタに達することが分かる。

(4) パルスジェット逆洗のディフューザ効果

ディフューザは助走距離としても有効であるが、さらにそれ自身で同伴ガスの吸引効果を上げる特性を持つ。**Morris**ら¹⁸⁾はバグフィルタについてさまざまな形状のディフューザの効果を調べたが、ノズルやフィルタサイズ、フィルタ抵抗の影響については論じていない。本計算ではこれらの効果を定量的に評価することが可能であり、**Fig. 4.15**に計算結果と実験結果の比較の一例を示す。ここで逆洗差圧は軸方向に分布があるため、最も高くなるフィルタ先端での圧力を比較している。

スロート径が4cmの場合は不透過の直管であり、それ以下の場合は縮小拡大管であるが、図より逆洗差圧を最大とするスロート径があることが分かる。このとき同伴ガスの吸引効率、および逆洗流速も最大となり、適切なスロート径のディフューザの設置が逆洗効果の向上に有効であることが判明した。

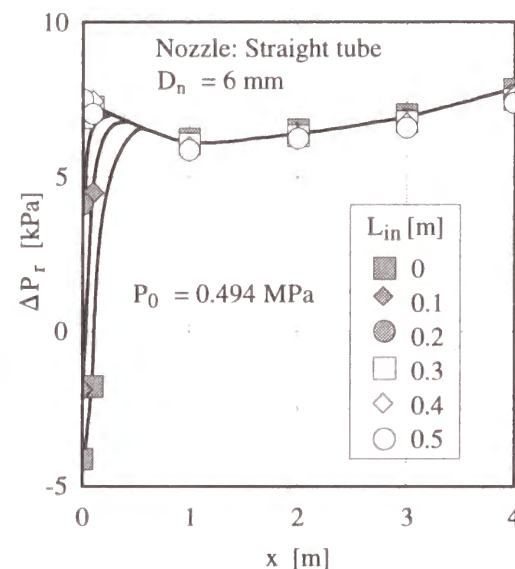


Fig. 4.14 Effect of inlet length on cleaning pressure in filter

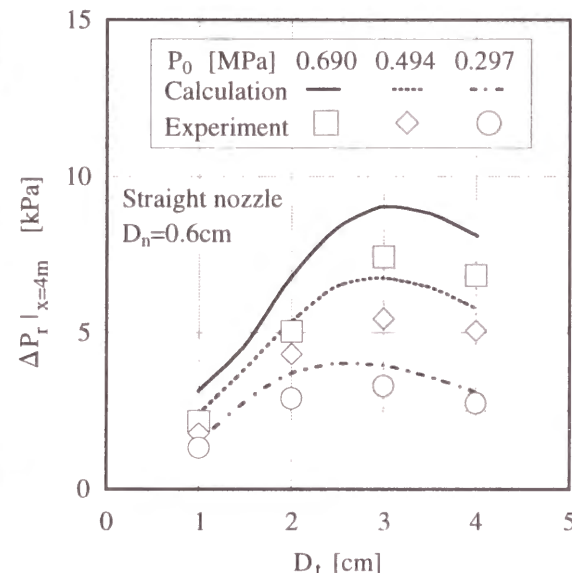


Fig. 4.15 Effect of diffuser on cleaning pressure

(5) フィルタのpermeability、ノズル位置の影響

Fig. 4.16にはフィルタのpermeabilityの影響を示す。濾過抵抗が大きくなると逆洗圧力は一見高くなるが、逆洗流速は小さくなっている。すなわちフィルタの目詰りが進むと一見逆洗圧は増加するように見えるが、ジェットの同伴流が減少し、逆洗効果は低下する。逆洗ガスの運動量の収支を定性的に述べると、ジェットのフィルタ軸方向の運動量はフィルタ内面の摩擦と先端部の圧力増加で消費されるが、流速低下によって摩擦損失が減少する分、先端部の圧力がやや大きくなる。この圧力増加はフィルタの抵抗増加によってフィルタ透過の摩擦に消費され、フィルタ上のダスト層の除去には寄与しない。従ってフィルタの逆洗性能の指標としては、逆洗圧よりも逆洗流速を用いる方が適していると考えられる。**Fig. 4.17**にはノズル位置とフィルタ先端に生じる逆洗圧との関係を示す。この条件ではノズル位置はディフューザ入口よりやや上流が適切であり、わずかな移動によって逆洗圧が大きく変化することはない。

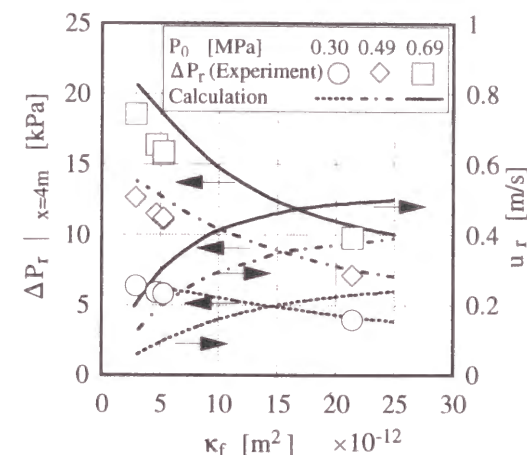


Fig. 4.16 Effect of filter permeability on cleaning pressure in filter

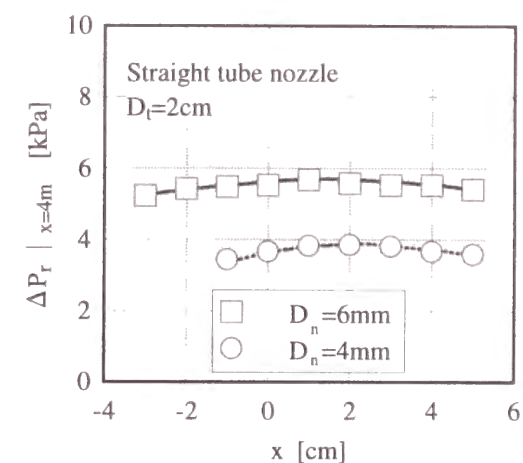


Fig. 4.17 Effect of pulse nozzle position on cleaning pressure

(6) 逆洗前の集塵差圧の影響

逆洗差圧は逆洗前の集塵差圧の影響を受けると考えられる。4.2.2節で述べた条件のもとで**Fig. 3.4**に示した装置を用いて集塵差圧の影響を調べた結果を**Fig. 4.18**に示す。逆洗前の集塵差圧が大きいと、逆洗圧を得るために上回らなければならない圧力上昇幅が増えるため、逆洗差圧が低下していくことが実験結果とともに示されている。なおここで用いたフィルタは小型で抵抗が大きいため、フィルタ内の逆洗圧力は一様とみなせるものである。図の下側の $\eta < 0$ の領域では同伴流が存在せず、ジェットの一部が逆流している状態であるが、

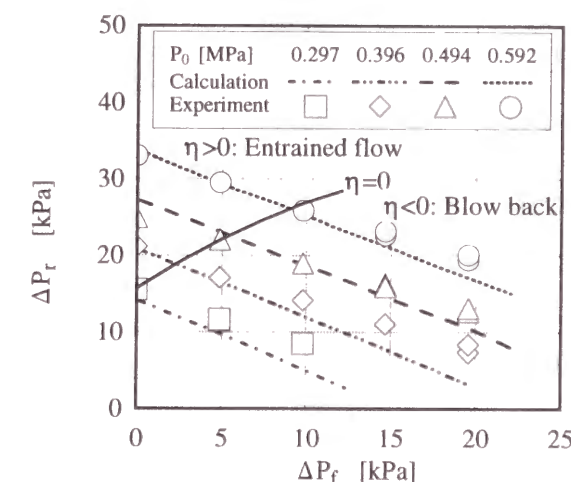


Fig. 4.18 Effect of system pressure loss on cleaning pressure

そのような場合でも本計算法が適用できることが分かる。

(7) 高温下におけるパルスジェット逆洗の特性

我が国の石炭ガス化複合発電では、集塵装置の運転条件が420℃、25気圧と設定され¹⁹⁾、この条件下でFig. 3.21に示したセラミックフィルタを用いたパイロットプラントが計画された。そのため、それに準じたシステムにおいて逆洗特性のシミュレーションを行った。設計条件はTable 4.2に示した通りであるが、ノズルを先細ノズルとして出口径を14mmΦとし、集塵流速を1cm/s、フィルタの差圧が29.4kPaに達したときの逆洗を行うものとする。Fig. 4.19はこの条件における逆洗ガスの元圧と逆洗流速の関係をディフューザスロート径別に示したものである。ここで逆洗流速は軸方向に分布を持つため、その平均をとっている。図より元圧5MPa程度で十数cm/sの逆洗流速となり、必要な逆洗効果が得られると考えられる。このことは、従来経験的に述べられていた逆洗ガス元圧が運転圧力の2～3倍必要とするとの結果と矛盾しないが、ノズル径やフィルタサイズ、ディフューザ、集塵差圧、フィルタの抵抗などによって必要圧力も異なることが定量的に分かるため、装置設計にあたって、本計算のような手法で適切な設計を行う必要がある。また本システムの場合、逆洗ガスリザーバ内の温度は200℃であり、フィルタに流入する逆洗ガス流の平均温度は同伴ガスとの混合によって300℃を越えると計算される。集塵ガスの温度は420℃であるため、逆洗時にフィルタ透過ガスの温度が約100℃変化することになるが、この程度の温度変化ではSiCフィルタでは熱衝撃は問題とならないと考えられる。Fig. 4.20はフィルタ内の逆洗流速の分布を示したものであるが、先端へ向かって逆洗流速が大きくなるものの、全体に渡って、所定の逆洗流速を得ることが可能で、フィルタ径と長さのバランスも適当であることが分かる。

Table 4.2 Simulation condition of hot coal gas filtration

Filter	Internal diameter	11 cm
	External diameter	8 cm
	Length	4.5 m (Effective length 4 m)
	Permeability	$1.4 \times 10^{-12} \text{ m}^2$
	Friction factor	0.01
Filtration	Temperature	693 K
	Pressure	2.55 MPa
	Face velocity	1 cm/s
	Maximum pressure loss before cleaning	29.4 kPa
Cleaning	Total temperature of pulse gas	473 K
	Reservoir pressure	5.07 MPa
	Pulse nozzle diameter	1.4 cm (Converging nozzle)

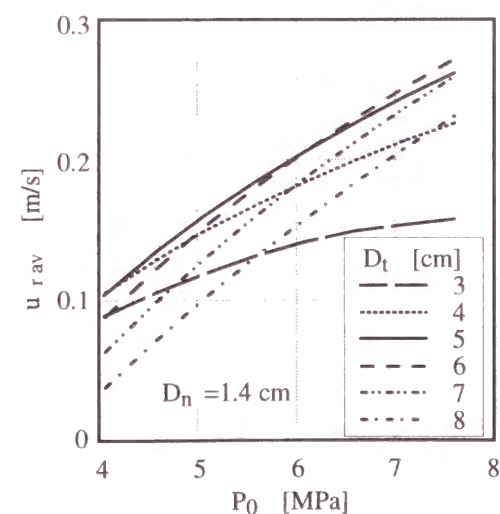


Fig. 4.19 Relationship between reservoir pressure and average cleaning velocity at high temperature and high pressure

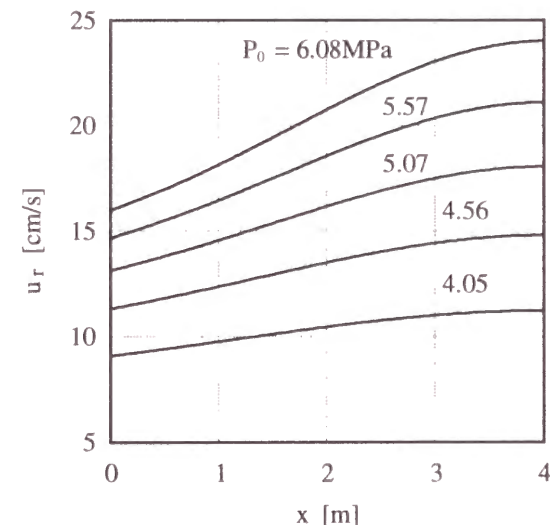


Fig. 4.20 Variation of cleaning velocity in filter cavity at high temperature and high pressure

さて集塵温度の影響は、計算に基づくと定性的に以下のように説明できる。ノズルを流れる間のジェットと外界との伝熱を無視し、逆洗ガスの元圧、温度を一定とすると、ジェットの流量は温度によらず背圧に影響されるだけなので、ノズルから流出する質量流量、運動量、エネルギーは一定とみなせる。周囲の流体を巻き込みフィルタ内に流入する逆洗流は、集塵ガス温度が高いとフィルタ透過の際に温度が上昇するため、粘度の上昇と膨張による流速増加によってフィルタの抵抗が増える。このとき逆洗差圧と逆洗流速がどう変化するかは単純ではなく、Appendix Cに導いたような式を用いて評価する必要があるが、逆洗の際に消費される運動量はジェットがもたらすだけなので、フィルタでの抵抗が大きくなれば同伴流量が減ることになる。極端な場合にはジェットの一部分が逆流することになるが、このような場合でも逆洗流は存在する。このとき、フィルタに達する逆洗ガスは周囲のガスと混合しないため、フィルタとの温度差が大きく熱衝撃を発生する場合がある。Renzら¹⁴⁾の結果はこのようなケースを示していると考えられる。またSkrochら²¹⁾は集塵温度の上昇によって逆洗差圧が増加したと報告しているのは、ガス粘度の増加と逆洗ガスの温度上昇による膨張が原因と考えられる。

さてRenzらが行ったような非定常計算が最近では比較的容易に行えるようになってきたが、ここでその種の計算に関して以下の問題点を指摘しておく。

- 1) 流れの計算にはk-εモデルのような乱流モデルが使われる。しかしながら現在使用されているものは比較的遅い流れに対して得られたもので、このようなモデルをパルスジェットのような速度場が音速付近から低流速まで変化する圧縮性流体の流れに適用した場合、信頼性に問題がある²⁰⁾。一方、乱流モデルを使用しない直接法ではメッシュの数を大幅に増やす必要があると考えられるが、現在のコンピュータでは難しい。
- 2) 計算時間やコンピュータ性能の制約上、格子数が十分にとれない。特にノズル出口では流速の変化が大きく、ジェットの元圧が大きいとジェットの膨張などを再現するには、相当の格子数が必要となると考えられる。
- 3) フィルタ内面近傍では軸方向の流速が大きく変化するが、これを捕えきれないほどの格子が取れない。そのため壁関数²⁰⁾などのモデルの導入が必要となる。
- 4) 通常、逆洗流はフィルタよりも温度が低いいため、フィルタ透過の間に熱移動が生じるが、その熱移動を表す関係式の精度が不明。
- 5) 逆洗流のシミュレーションでは多数のフィルタから一つを取り出して解析することになるが、その流れ場の境界条件が一つの研究課題である。

Renzらの計算結果が必ずしも実験結果と一致していないのは、以上の理由による

と考えられる。

4.5 本章の結論

セラミックフィルタを用いた高温集塵では、装置の圧力変動を抑制したり、システムとしての運用性を上げるためon-lineのパルスジェット逆洗が適していると考えられる。その定量的な考察を行うため、まずフィルタ内の流れの一次元解析を行い、実験結果と比較したところ良好な一致を得た。この結果より、フィルタ内の逆洗圧は一樣ではなくフィルタ先端で増加すること、またその分布の形状にはフィルタ内面の摩擦係数の影響が大きいことが判明した。また引き続き行ったパルスジェットのシミュレーションと実験による検証で以下のことが判明した。

- 1) パルスジェット逆洗による逆洗圧は、ジェットの持続時間に比べて十分速くフィルタ先端に達しており、逆洗差圧や流速の設定にあたって、逆洗中の流れを定常に達しているとして扱ってよい。
- 2) ジェットのフィルタ流入部に不透過の助走区間を設けることが望ましく、ディフューザは助走区間としてのみならず周囲のガスの吸引率を上げるうえでも有効である。ただしそのスロートサイズには適切なサイズがある。またノズルはフィルタ入り口よりやや上流に置くのがよい。
- 3) 質量流量、運動量、エネルギーのMacro balanceをとった逆洗モデルは実験結果と良好な一致を示し、ジェットの流量特性、ディフューザの効果、フィルタ内の逆洗圧分布、集塵差圧、さらに附属品による抵抗の影響など、ほとんどの要素を定量的に考慮できる。

以上の結果より、これまで半ば経験的に設計されてきたパルスジェット逆洗システムについて、定量的に理論計算できる手法を考案できたことが明かとなった。

Nomenclature

A	: Cross section area of nozzle and filter	[m ²]
a	: Sonic velocity	[m/s]
C_p	: Heat capacity at constant pressure, per unit mass	[J/(kg·K)]
C_v	: Heat capacity at constant volume, per unit mass	[J/(kg·K)]
D	: Internal diameter of filter tube	[m]
D_n, D_t	: Internal diameter of nozzle and diffuser	[m]
e	: Total energy of fluid	[J/kg]
f	: Friction factor of filter tube	[-]
f_0	: Friction factor of filter tube without permeation	[-]
L	: Filter length	[m]
L_n, L_t	: Length of pulse nozzle and diffuser throat	[m]
m	: v_w/u	[-]
M	: Rate of momentum entering diffuser throat	[kg·m/s ²]
M	: Mach number	[-]
P	: Pressure	[Pa]
r_0, r_l	: Internal and external radii of filter	[m]
t	: time	[s]
T	: Temperature	[K]
U	: Average velocity in diffuser throat	[m/s]
u	: Axial velocity in internal filter tube	[m/s]
u_r	: Cleaning velocity at external surface	[m/s]
u_w	: Cleaning velocity at internal surface	[m/s]
w, W	: Mass flow rate	[kg/s]
x	: Distance from filter inlet	[m]
ΔP	: Pressure difference between diffuser exit and external side of filter	[Pa]
ΔP_f	: Filtration pressure loss	[Pa]
ΔP_r	: Cleaning pressure difference	[Pa]
ΔP_t	: Auxiliary pressure loss	[Pa]
μ	: Gas viscosity	[kg/(m·s)]

κ	: C_p/C_v	[-]
κ_f	: Permeability of filter	[m ²]
η	: Entrainment ratio $=w_e/w_n$	[-]
ρ	: Gas density	[kg/m ³]
Suffix		
0	: Reservoir of pulse jet	
c	: Critical conditions when nozzle is choked	
e	: Entrained gas	
n	: Nozzle	
ni	: Nozzle inlet	
no	: Nozzle exit	
t	: Diffuser throat	
ti	: Diffuser throat inlet	
to	: Diffuser throat exit	

References

- 1) Laux, S., B. Giernoth, H. Bulak and U. Renz: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.203-224, Blackie Academic & Professional (1993)
- 2) Bird, R.B., W.E. Stewart and E.N. Lightfoot: "Transport Phenomena," p.150, Wiley (1960)
- 3) Mizushina, T., Takeshita, S. and G. Unno: *J. Chem. Eng. Japan*, 4, p.135-140 (1971)
- 4) Bird, R.B., W.E. Stewart and E.N. Lightfoot: "Transport Phenomena," p.658, Wiley (1960)
- 5) Mizushina, T., F. Ogino and S. Takeshita: *J. Chem. Eng. Japan*, 8, p.217-223 (1975)
- 6) 生井武文, 松尾一泰: 圧縮性流体の力学, p.54, 理工学社 (1986)
- 7) 速水恵次, 日本機械学会論文集, 7, 28, p. II 11- II 16 (1941)
- 8) 速水恵次, 日本機械学会論文集, 8, 31, p. II 25- II 32 (1942)
- 9) 高島洋一, 化学工学, 19, 9, p.446-456 (1955)
- 10) 植田辰洋, 日本機械学会論文集, 21, 165, p.737-744 (1960)
- 11) 植田辰洋, 化学工学, 24, 5, p.264-273 (1960)
- 12) 市川常雄: 水力学・流体力学, p.54, 朝倉書店 (1978)
- 13) Ciliberti, D.F. and T.E. Lippert: EPRI-CS-1846, Project 1336-1 Topical Report, May (1981)
- 14) Laux, S., H. -P. Schiffer and U. Renz: *Proc. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME, p.959-969 (1991)
- 15) Ushiki, K. and C. Tien: *Powder Technology*, 58, p.243-258 (1989)
- 16) Sievert, J. and F. Löffler: *Chem. Eng. Process.*, 26, p.179-183 (1989)
- 17) Clift, R., J.P.K. Seville and J.W.W. ter Kuile: *Proc. 5th World Filtration Congress*, Vol.2, p. 530-535 (1990)
- 18) Morris, K., C.J. Cursley and R.W.K. Allen: *Filtration and Separation*, p.24-31 (1991)
- 19) 高畠英章: 粉体工学会1992年度秋季研究発表会講演要旨集, p.88-95 (1992)
- 20) 藤田和久, 小松敬正, 藤井良彦: 富士総研技報, 3, p.147-165 (1992)
- 21) Skroch, R., G. Mayer-Schwinning, U. Morgenstern and E. Weber: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.280-293, Blackie Academic & Professional (1993)

第5章 フィルタの耐久性評価手法に関する考察

5.1 緒言

セラミックフィルタでは、フィルタの細孔径を適当なものとすれば極めて高い捕集性能が達成でき、ガスタービンの許容値は十分満足できるものとなる。しかし、フィルタを長期間使用すると、フィルタ内部にダスト粒子が徐々に侵入、あるいは残留ダスト層の成長によって、払い落とし後の圧力損失の回復が難しくなる。そのため、いずれはフィルタエレメントを再生あるいは交換することになると考えられるが、その耐用期間が短ければ経済的に成立たず、また経済性に見合うものであっても、プラントの運転計画やエレメント交換などの予算計上のためにはあらかじめ時期を設定しておく必要がある。このことから、フィルタの耐久性の評価は、セラミックフィルタの実用化にあたっての重要な課題の一つとなっている。

フィルタの耐久性を定める要因にはフィルタの化学的劣化、熱衝撃等による機械的な強度劣化、および目詰りがある。IGCCにおける400℃クラスの集塵の場合には、化学的、機械的劣化は新素材の開発と逆洗システムの改良による熱衝撃の低減などによって大きな問題とはならない段階に達しており、目詰りの防止が残された課題である。しかしながらフィルタの耐久性はダストの性状によって大きく異なり、各種ガスに適用した試験が行われているが、耐久性を判定するまでには到っていない。また集塵流速や逆洗方法などの試験条件によっても耐久性は異なるため、長期試験を行ってもその結果の解釈には難しいところがある。Cilibertiら^{1,2)}、Lippertら^{3,4)}、Schmidtら⁵⁾はセラミックキャンドルフィルタやクロスフローフィルタで各種試験を繰返し、フィルタ逆洗直後のベースライン圧力損失の増加を調べているが、寿命評価はなされていない。Reinhardtら⁶⁾はキャンドルフィルタのベースライン圧力損失の実験式を示しているが、フィルタの初期圧損の影響にとらわれすぎていると考えられ、また耐久性の評価手法を示すまでには至っていない。これらの研究に代表されるように、従来のフィルタの試験はベースライン圧力損失の安定性を調べることに費やされ、寿命評価手法の考察まで至っておらず、新たにその手法を提示する必要がある。

さて、セラミックフィルタを用いた集塵装置は集塵、逆洗の繰り返りで運転されるが、運用上ある程度の集塵時間が常に確保されるようにしなければならない。フィルタの逆洗は、集塵中の圧力損失がある設定値に達した場合に行う方法と、一定時間毎に行う方法に大別できる。ダストや処理ガス量が一定していれば両者

の間にあまり差はないが、後者の一定時間毎の逆洗では、集塵条件が変動し圧力損失が想定値よりも高くなりすぎると、3章及び4章で述べたように逆洗効果に影響が生じる。Hindy⁷⁾はパルスジェットバグフィルタについて両方式を比較し、逆洗間隔を設定して頻繁に逆洗を行った方がベースライン圧損が高く、また最大差圧を設定する方法では設定圧が高い方がベースライン圧損が大きいと報告しているが、セラミックフィルタでも同様の結果となる保証はない。そこで本論文では、集塵圧損の最大値を設定して、それに達したときに逆洗を行う方法を選定し、その場合のフィルタ耐久性の評価手法について考察を行った。

5.2 耐久性の評価手法

5.2.1 ベースライン圧力損失とフィルタ寿命

集塵中のセラミックフィルタの圧力損失は、フィルタ逆洗後の圧力損失 ΔP_L と捕集ダスト層の圧力損失 ΔP_d の和としてEq.(5.1)のように表現できる。

$$\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_d \quad (5.1)$$

ここで、 ΔP_d は逆洗によって回復可能な差圧であり、逆洗インターバルを設定するために重要な量である。フィルタの耐久性に関わる量は逆洗後のベースライン圧力損失 ΔP_L であり、この値が一定していればよいのであるが、石炭ガスのような微粒子を含むガスを集塵すると長期間の使用の際には徐々に上昇していくことが多い。

いま集塵時の圧力損失の許容値を ΔP_{max} と定めた場合、逆洗インターバル Δt はEq.(5.2)から求まる。

$$\Delta t = \frac{\Delta P_{max} - \Delta P_L}{d(\Delta P)/dt} \quad (5.2)$$

式中の $d(\Delta P)/dt$ は、ダスト捕集による圧力損失の上昇速度である。通常、集塵装置は複数の逆洗単位に分割し順次払い落としを行っていくため、逆洗から次の逆洗までには最低限の値を確保する必要がある。そのため ΔP_L の増加によって Δt が十分な値を確保できなくなるまでをフィルタの寿命あるいは耐久期間とみることができる。従って、運転方法や集塵条件によって耐用期間は大きく異なり、集塵装置設計に際してこれらのファクタを十分に考慮しておく必要がある。実際の集塵装置は、最大圧力損失を設定するような運転方法を必ずしもとらないが、第4章で示

したように逆洗前の集塵差圧が高すぎると、逆洗性能を低下させベースライン圧力損失の上昇を早めてしまう。従って、ここに示した手法は耐久性評価の基本的な考え方とみることができよう。

5.2.2 ベースライン圧力損失の評価手法

前節で述べたように、フィルタの耐久性を評価するには ΔP_L の変化を予測する必要がある。そこで長期試験を行い、 ΔP_L そのものの変化を追うことが多いが、フィルタの構造や集塵流速、温度等の条件が異なると ΔP_L の値は大きく変わる。そのため、種々の条件下での目詰りの進行を比較するには、これらの因子の見掛け上の影響を除いたパラメータで評価するのが望ましい。第4章で述べたように局所的にはフィルタ壁間の圧力損失は集塵流速に比例する。しかし逆洗時のような高速の透過流が存在する場合には、フィルタ軸方向に圧力分布が生じ、フィルタ前後の差圧は平均の透過流速に比例しない。一方、集塵時においては集塵流速を遅くするため、平均濾過流速と圧力損失はほぼ比例関係にあるとみなしてよい。Fig. 5.1に2種類のフィルタについて、未使用時の圧力損失と、常温常圧下でそれぞれ850時間、420時間の集塵を行いダストを払い落とした後の圧力損失を示すが、どちらもガス流速に比例している。従ってEq.(4.4)のpermeabilityを用いることで目詰りの経過を調べることができる。しかしながら異なるフィルタを比較する場合、特に目詰りのみを比べたい場合にはpermeabilityでは分かりにくい。

ところでFig. 5.1から分かるように、目詰りによる圧力損失の付加分は流速に比例し、この値を便宜上付加圧力損失と呼んで ΔP_{ad} と表わすと、Eqs.(5.3)、(5.4)、(5.5)が成立つ。

$$\Delta P_L = \Delta P_0 + \Delta P_{ad} \quad (5.3)$$

$$\Delta P_0 = \frac{\mu u_f r_1 \ln(r_1/r_0)}{\kappa_{f0}} \quad (5.4)$$

$$\Delta P_{ad} = \mu u_f K \quad (5.5)$$

ここでは流体を非圧縮性として扱うことにし、 ΔP_0 の表現にはDarcy則で定義される permeability: κ_0 を用い、 ΔP_{ad} についてはEq.(5.5)に示した実験的な比例係数 K を用いる。この比例係数 K を用いれば、フィルタの目詰りを比較する際、フィルタの構造やガス流速、温度による見掛け上の違いを排除できる。従ってフィルタの長期特性はこの K を用いて検討することができ、本論文ではこの値を付加圧力損失係数と呼ぶことにする。

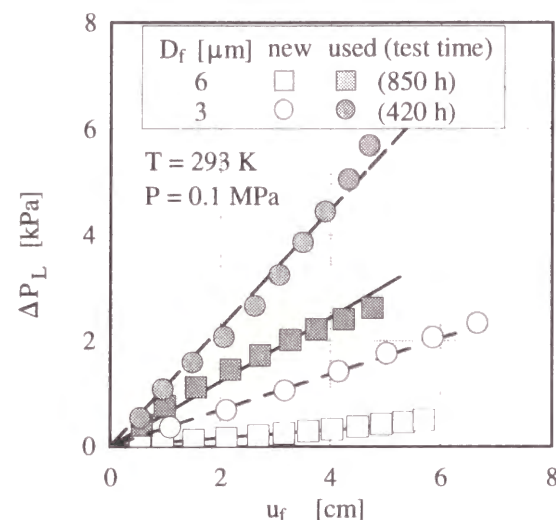


Fig. 5.1 Relationship between face velocity and pressure loss in new and used filters

5.3 実験装置

フィルタのベースライン圧力損失の上昇の原因には、細孔内へのダストの侵入による目詰り、逆洗力不足によるダストの残留などが考えられる。そのため集塵条件および逆洗条件の影響、フィルタ細孔を小さくしダストの侵入を抑制する効果について、フィルタのベースライン圧力損失の変化をもとに考察した。なお、石炭ガスを用いた高温集塵試験は十分な試験時間が得られないため、実験室における常圧下の集塵試験を中心として、高温集塵試験では常圧試験結果の傾向を確認することにとどめた。

5.3.1 要素実験装置

Fig. 3.2に示す常圧用の小型実験装置を用いて、長期間の集塵試験を行い、そのベースライン圧力損失の変化を調べた。集塵時は外気とともにダストを吸引し、逆洗時にはラインを切換え、外気をフィルタ内面から外面へ吸引するか、または圧縮空気を逆流させた。試験用ダストは噴流床ガス化炉で生成した石炭チャーで、Fig. 3.3に示したように1μm以下の微粒子を数%含むものである。使用したフィルタは円筒形外面濾過形式のもので、日本ガイシ(株)(NGK)のアルミナ単層フィルタ、およびSiC複層構造フィルタの試作品、Schumacher社製の複層構造フィルタ

Dia-Schumalith(商品名)を濾過面積の調整のため不要部分を目止めして使用した。

Table 5.1に試験条件を示すが、集塵流速は1~6cm/sの範囲で選択し、集塵差圧が設定値に達したときに逆洗した。逆洗ガスには、逆洗流速が1~6cm/sの場合にはブロワー吸引により逆風を作り、それ以上では圧縮ガスを注入した。逆洗ガスの通気時間は、逆風の場合は約10s、圧縮ガスの場合0.3sとした。

Fig. 5.2は各フィルタの未使用時の集塵流速と圧力損失の関係を示したもので、フィルタ径に対して長さが短いため、第4章で述べたような軸方向の圧力分布が無視でき、圧力損失と濾過速度は比例関係にある。フィルタの圧力損失は、細孔径10μmのものがフィルタ厚さが薄いにもかかわらず最も大きく、次いで細孔径25μmのフィルタとなっている。複層構造のフィルタは、表面の細孔を小さくしているが、いずれも圧力損失も低く抑えており、細孔径を小さくし、かつ圧力損失を下げるには、複層化が不可欠と考えられる。ここで用いたNGK製の複層フィルタ

は、平均細孔径が160μm程度の大きさの基材表面に微細孔の膜を作成したものであり、表層の細孔径3μmのフィルタの膜が最も厚くなっているため、複層フィルタの中では圧力損失が最大となっている。Dia-Schumalithは1点のみのデータであるが、圧力損失は細孔径6μmのNGKフィルタと同等である。

Fig. 5.3はフィルタ表面の電子顕微鏡写真であるが、いずれも粒子を焼結させたもので、公称径が小さくなるにつれて粒子径が小さくなっており、それとともに表層の細孔径も小さくなっているのが分かる。Dia-SchumalithはSiCの複層構造フィルタであるが、表層はファイバーと粒子を混合したもので、平均細孔径のカタログ値は基材で100μm、表層で10μmとなっている。

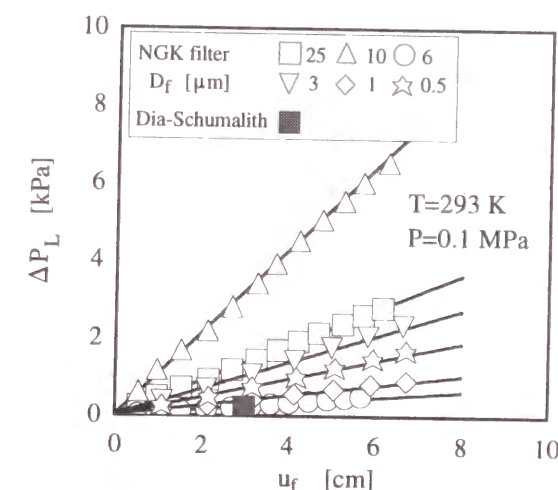


Fig. 5.2 Relationship between face velocity and pressure loss of unused filters

Table 5.1 Cold test condition

Filter	Alumina monolith	25 μm , ID: 4 cm, OD: 7 cm
Surface pore diameter and filter size		10 μm , ID: 2.2 cm, OD: 3 cm
	SiC membrane	6 μm , 3 μm , 1 μm , 0.5 μm
		ID: 4 cm, OD: 6 cm
	Dia-Schumalith*	ID: 3cm, OD: 6 cm, EL: 8.8 cm
Temp.		293, 333 K
Press.		Atmospheric pressure
Dust particles		Coal char, $D_{p50}=8.3 \mu\text{m}$
Concentration		2~40 g/m^3
Face velocity		1~6 cm/s
Maximum system pressure loss		9.8, 19.6, 29.4 kPa

*: trade name of Schumacher Umwelt-und Trenntechnik GmbH

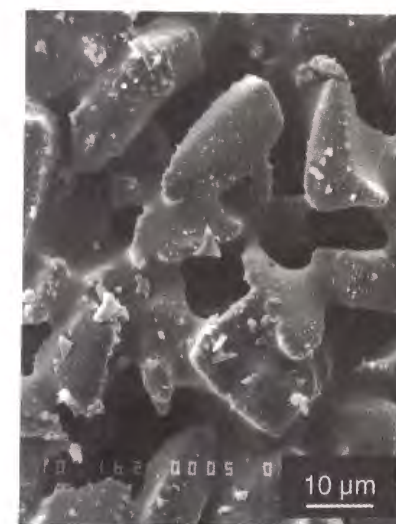
ID: internal diameter, OD: external diameter, EL: effective filter length



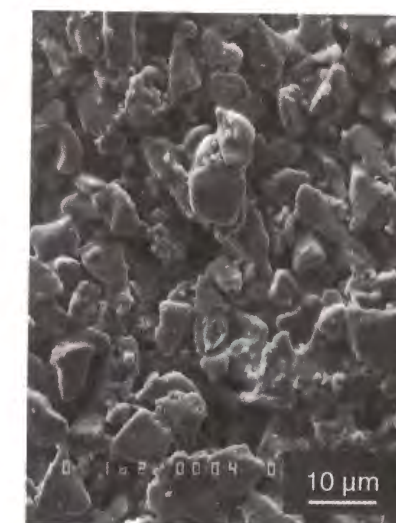
Alumina monolith ($D_f = 25 \mu\text{m}$)



Alumina monolith ($D_f = 10 \mu\text{m}$)

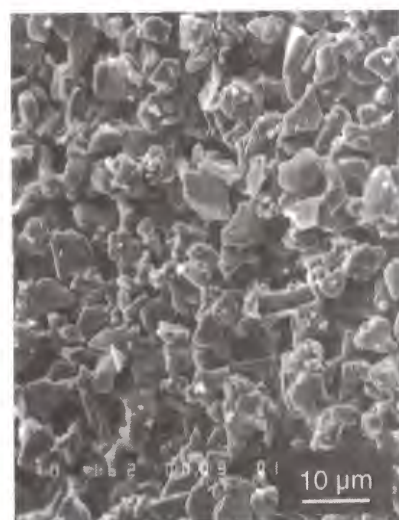


SiC membrane ($D_f = 6 \mu\text{m}$)



SiC membrane ($D_f = 3 \mu\text{m}$)

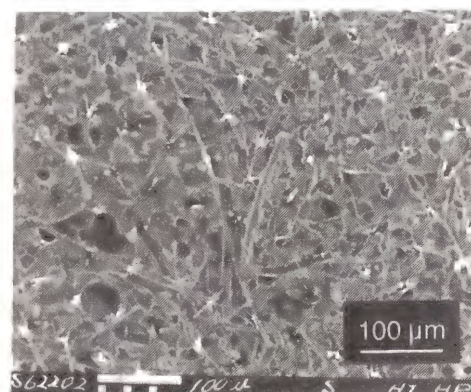
Fig. 5.3.1 Electron micrographs of filter surface



SiC membrane ($D_f = 1 \mu\text{m}$)



SiC membrane ($D_f = 0.5 \mu\text{m}$)



Dia-Schumalith

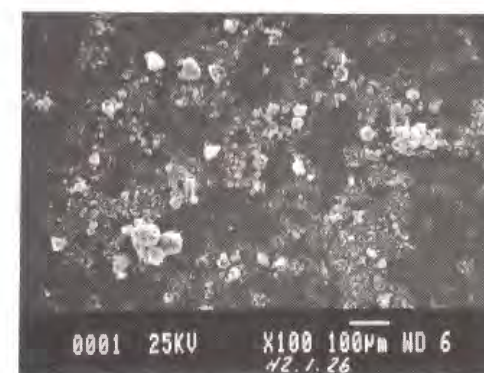
Fig. 5.3.2 Electron micrographs of filter surface

5.3.2 高温高压実験装置

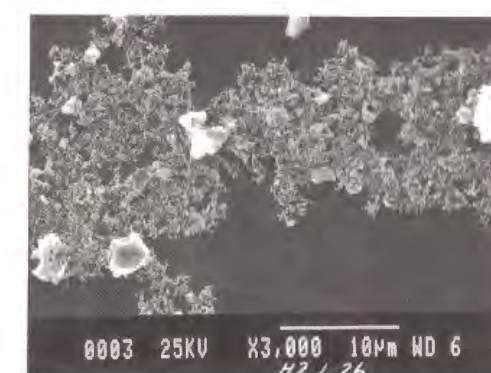
石炭ガスを用いた高温集塵は、**Fig. 2.1**に示した装置を用いて、**Table 5.2**に示す条件で行った。**Fig. 5.4**には石炭チャーのSEM写真を示すが、フィルタ入口の石炭チャーはガス化反応の残渣である粗粒子と、何らかの反応を通して生成したと考えられるサブミクロン粒子からなり、アンダーセンスタックサンプラーで石炭ガス中のチャーのサンプリングを試みたところ、バックアップフィルタに大量の微粒子が捕集されたことから、この微粒子は非常に細かい状態で飛散しているとみられる。**Fig. 2.14**にはチャーに含まれる微粒子のTEM写真を示したが、 $0.1\mu\text{m}$ 以下の粒子も含まれており、フィルタの耐久性にはこれらの微粒子の存在が大きな影響を持つと考えられる。

Table 5.2 Test condition of hot coal gas filtration

Temperature	T	[K]	573~723
Pressure	P	[MPa]	1.67~1.87
Gas volume flow rate	Q	[$\text{m}^3/\text{N}/\text{h}$]	200~400
Dust concentration	C	[$\text{kg}/\text{m}^3/\text{N}$]	0.001~0.06
Face velocity	u_f	[cm/s]	1, 2
Maximum pressure loss	ΔP_{max}	[kPa]	4.9~19.6
Cleaning velocity	u_r	[m/s]	0.03, 0.1



Coarse and small particles of coal char



Fine particles contained in coal char

Coal: Blair Athol

Fig. 5.4 SEM photograph of coal char

5.4 実験結果

5.4.1 フィルタのベースライン圧力損失

(1) 集塵流速の影響

Fig. 5.5に常圧下の要素試験における付加圧力損失の上昇を示す。集塵流速を高めるとベースライン圧力損失の上昇が速く、フィルタの目詰まりが加速されると考えられる。Fig. 5.6には高温集塵試験における結果を示すが、やはり集塵流速を速めるとベースライン圧損の上昇が速くなっている。Fig. 5.6では横軸に積算集塵時間をとっているが、横軸を逆洗回数としても同様である。また、両図を比較すると高温高圧下では、要素試験よりも低い流速でも目詰りが速いことが分かる。

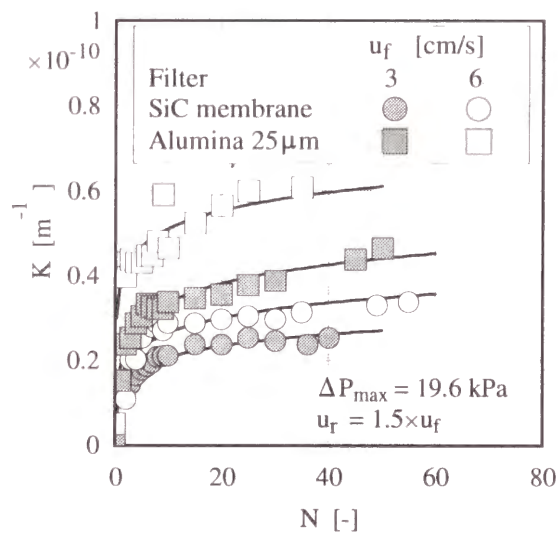


Fig. 5.5 Coefficient of additional pressure loss at various face velocity as a function of number of cleaning cycle

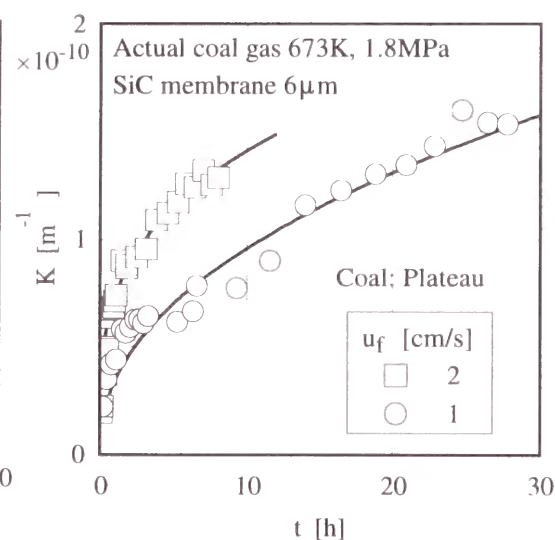


Fig. 5.6 Coefficient of additional pressure loss at various face velocity as a function of filtration time

(2) 逆洗流速の効果

ベースライン圧損を低く維持するには、逆洗流速を高めた方が効果的で、Fig. 5.7に示すように、それぞれの逆洗流速において、一見、ベースライン圧力損失は安定しているように見えるが、逆洗流速の増加によって払い落とせるダストが増加しベースライン圧損が低下することが分かる。またFig. 5.8は実際の石炭ガス的高温集塵実験結果であり、この場合も逆洗流速が大きい方がベースライン圧力損

失が低下しているが、同時に100回程度の逆洗サイクルでは圧力損失が安定せず、上昇を続けていることも分かる。

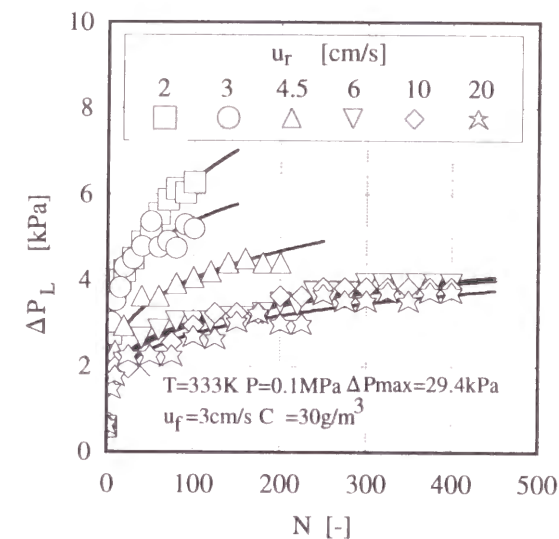


Fig. 5.7 Baseline pressure loss at various cleaning velocity in cold tests

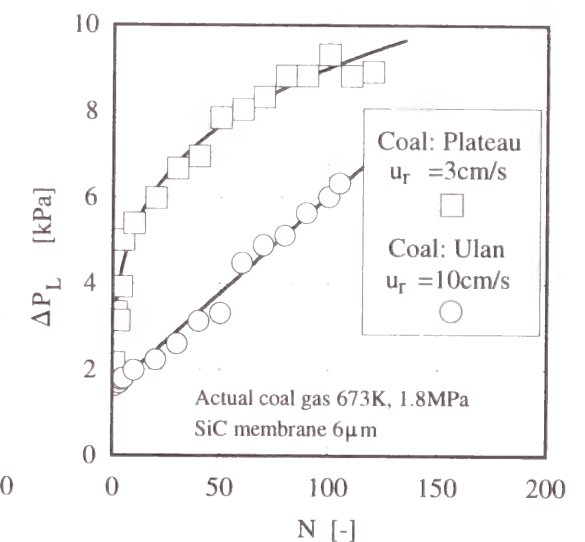


Fig. 5.8 Baseline pressure loss at various cleaning velocity in hot coal gas tests

(3) 最大圧力損失の影響

Fig. 5.9は細孔径25μmのAluminaフィルタについて、集塵流速やダスト条件を一定として逆洗前の圧力損失を変化させたものであるが、最大圧損が高い方が付加圧損係数が大きく目詰りが進んでいる様子が伺える。途中で表面を清掃し集塵操作に戻したところ、圧力損失はいったんは回復するが再び上昇を始め、その増加は清掃前の上昇と同じようなパターンをたどることが分かる。従って、フィルタを清掃しベースライン圧力損失を低減することによって、5.2.1節で述べたようなフィルタ寿命は延長できる可能性があることが分

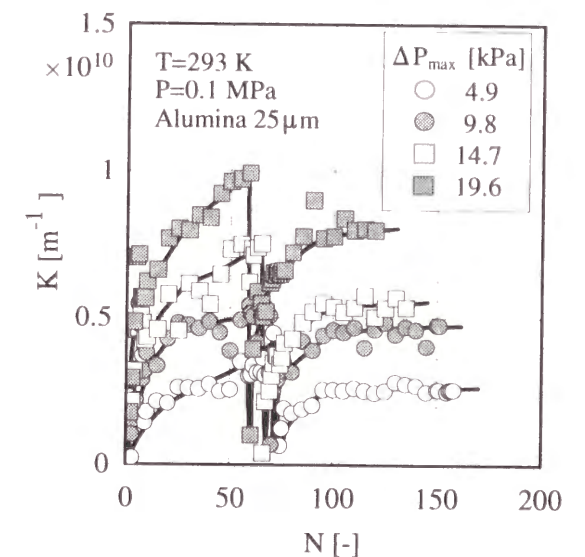


Fig. 5.9 Coefficient of additional pressure loss of alumina filter before and after cleaning of filter surface

かる。またSiC複層フィルタについて、目詰りの様子を調べると、Fig. 5.10のように逆洗サイクル数を横軸にとった図からは、最大差圧が高い方がフィルタの目詰まりが進んでいるように見える。しかしながら、Fig. 5.11のように積算集塵時間について比較した場合、同一のカーブに漸近しており、最大圧力損失以外の条件が同じならば集塵時間が一つの評価因子と考えられる。

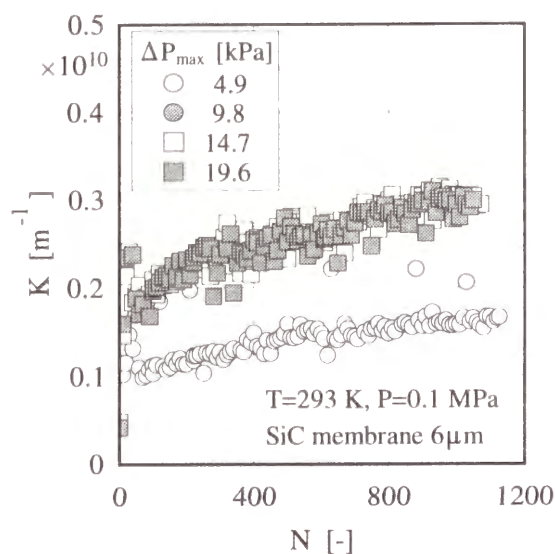


Fig. 5.10 Effect of system pressure loss before cleaning on coefficient of additional pressure loss in cold test

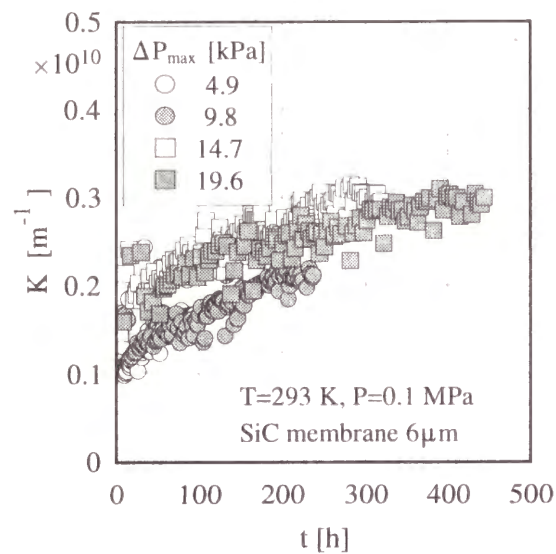


Fig. 5.11 Increase in coefficient of additional pressure loss as a function of filtration time

(4) フィルタポアサイズの影響

フィルタの表面の細孔径を小さくするとフィルタ内へのダストの侵入が抑えられるので、ベースライン圧力損失の上昇は抑制できると予想できる。ただし表層の細孔がある程度小さくなるとその効果は弱くなり、フィルタ内へのダストの侵入よりもフィルタ上に残留するダストが支配的となる。Fig. 5.12に種々の細孔径を持つフィルタの付加圧力損失の増加を示すが、この実験では細孔径が最小のフィルタではなく、細孔径3μmのフィルタがもっとも優れていた。この実験では、逆洗流速はいずれのフィルタにおいても20cm/s以上であり、逆洗流速不足の影響はないと考えられる。また細孔径3μmのフィルタはフィルタ単体の圧損が大きく、初期の逆洗流速は他のフィルタよりも小さくなっている。それにもかかわらずこのような結果となった理由は、3μmのフィルタの表層が厚く、表面が滑らかに成型され

ておりダスト層が剥離しやすかったためと考えられる。試験終了後のフィルタを割り、表層からのダストの侵入を観察した写真をFig. 5.13に示す。細孔径25μmのフィルタでは明らかにダストが侵入しており、細孔径10μmの場合ほとんど表面にとどまっていた。細孔径6μm以下の表層膜を持つフィルタでは膜内への粒子の侵入はみられなかった。ところでフィルタの細孔を小さくすると圧力損失を下げるために膜圧を薄くする必要があるが、その結果フィルタ基材表面の粗さが膜の表面に現れ濾過面の滑らかさが失われている。そのため、細孔径1μm、0.5μmのフィルタではダストが残留しやすくなったと考えられる。

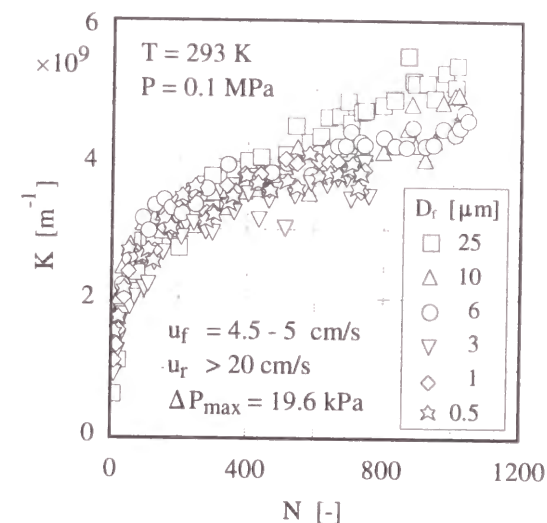


Fig. 5.12 Increase in coefficient of additional pressure loss of filters having different surface pore diameter

5.4.2 ベースライン圧力損失の上昇特性

長時間の試験におけるフィルタの目詰りをFigs. 5.10、5.11のように表わすと、付加圧力損失係数は一定値に近づき、従ってベースライン圧力損失は安定するように見える。しかし付加圧力損失係数と逆洗回数との関係を両対数紙上にプロットすると、Fig. 5.14のようにほぼ直線関係が得られる。また同図には比較のために文献値³⁾も示してあるが、やはり同様の傾向がみられ、10⁴回の繰返しを経ても上昇が続くようである。従ってフィルタのベースライン圧力損失は、実験的にEq.(5.6)のように表わすことができると考えられる。

$$\Delta P_L = \Delta P_0 + \mu u_f K_0 N^r \quad (5.6)$$

この式を用いることでベースライン圧力損失を実験的に予測することが可能となる。ただし付加圧力損失の増加の程度は試験条件によって異なるため、実際に適用する条件下での試験が必要である。



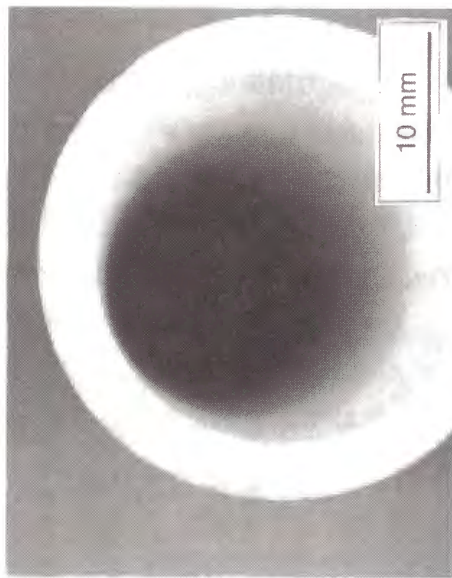
Alumina monolith ($D_f = 25 \mu\text{m}$)



Alumina monolith ($D_f = 10 \mu\text{m}$)



Alumina monolith ($D_f = 25 \mu\text{m}$)



Alumina monolith ($D_f = 10 \mu\text{m}$)

Fig. 5.13 Cross sectional area around filtration surface of used filters

5.4.3 耐久性の評価

Eqs.(5.2)、(5.6)を用いるとN回逆洗後の逆洗インターバルはEq.(5.7)となる。

$$\Delta t = \frac{\Delta P_{\max} - (\Delta P_0 + \mu u_f K_0 N^r)}{d \Delta P / dt} \quad (5.7)$$

またそれまでの積算集塵時間はEq.(5.8)から求めることができる。

$$L = \sum \Delta t \approx \frac{\Delta P_{\max} - \Delta P_0}{d \Delta P / dt} N - \frac{\mu u_f K_0}{d \Delta P / dt} \frac{N^{r+1}}{r+1} \quad (5.8)$$

Fig. 5.15は、Fig. 5.14の石炭ガスの高温集塵の結果を基に試算した逆洗インターバルの変化を示したもので、集塵逆洗サイクルの経過とともに Δt は減少してゆく。集塵装置の運転上、逆洗インターバルには最低値が存在するため、そこに到るまでの逆洗回数、積算集塵時間をFig. 5.15から求めることができる。本試験のように、集塵流速1cm/sで圧力損失の許容値を10kPa、2cm/sで20kPa、また逆洗流速を3cm/sのように小さな値とした条件では、フィルタが非常に目詰りしやすく、Fig. 5.15から逆洗回数600-700回程度で逆洗間隔が10分を下回るようになると考えられる。同図より、それまでの集塵時間を求めると、集塵流速が2cm/sでは200時間程度、1cm/sでは400時間程度であり、短時間で運転が困難になると予想される。一般に、年間の運転時間として8000時間を目標とすることが多く、そのため逆洗力の強化によってフィルタの耐久性の大幅な向上が図られており、パイロットプラントクラスによる検証も行われている⁸⁾。集塵装置の設計の際には、本手法のような方法を用いて、フィルタの耐久性及び集塵装置の運転に適切な条件を見いだすことが重要である。

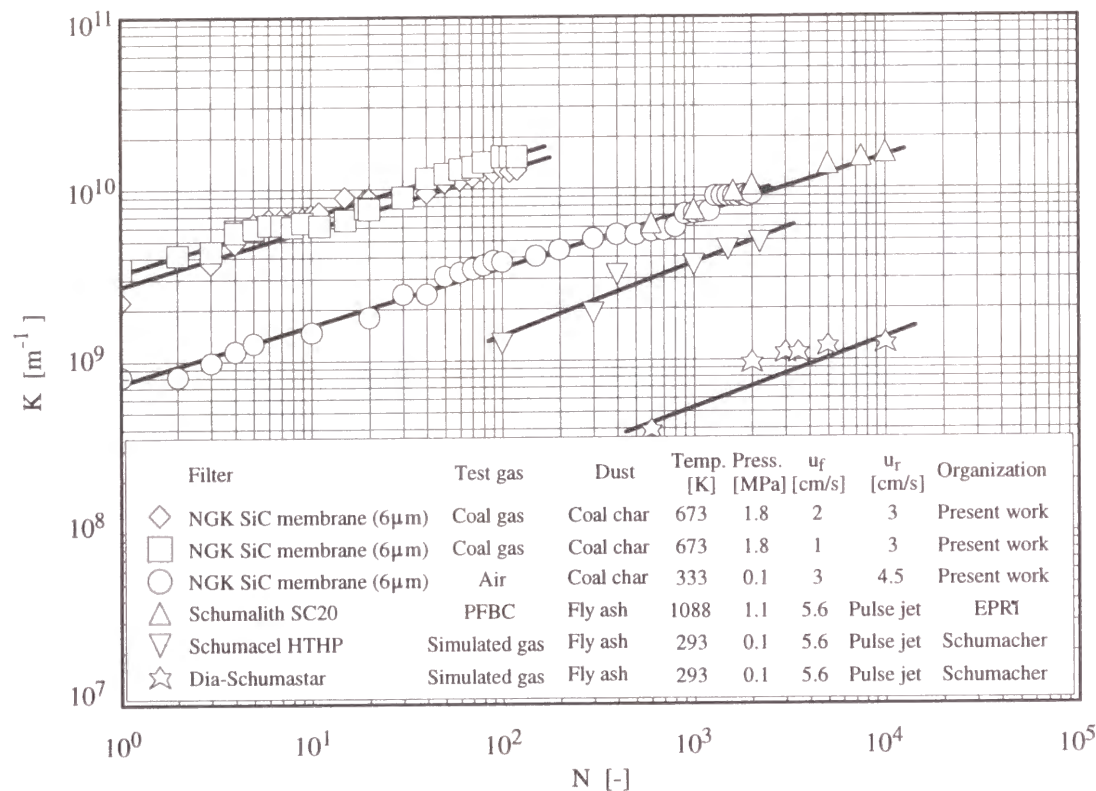


Fig. 5.14 Coefficient of additional pressure loss as a function of number of cleaning cycle

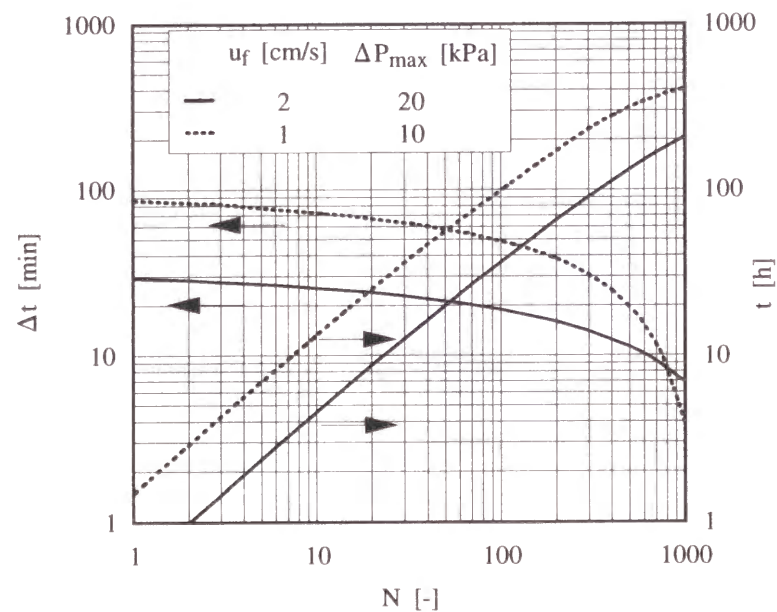


Fig. 5.15 Long term variation of cleaning interval and accumulated filtration time as a function of number of cleaning cycle

5.5 本章の結論

ポーラスセラミックフィルタの耐久性に関して、常圧下での要素試験、及び石炭ガスを用いた高温高圧試験から考察を加え、以下の知見を得た。

(1) フィルタのベースライン圧力損失の上昇を抑制するためには、過度な集塵流速を避けること、適度に小さい細孔径のフィルタを使うなどの対策が必要である。また長時間の集塵試験においては、フィルタのベースライン圧力損失は一見安定するように見えることが多い。しかしながら、逆洗流速の増加によってベースライン圧力損失を低減できる余地が残されている場合がある。

(2) フィルタ濾過面の細孔径を10μm以下とすれば、石炭チャーに対しては細孔内部への粒子の侵入による目詰まりは防げるようである。しかしながらフィルタそのものの低圧損化のためには複層構造の採用が必要である。その際、細孔径をいたずらに小さくすると膜厚を薄くせざるを得ず、基材表面の粗さがフィルタ表面に表れ、ダストの剥離性を低下させるおそれがある。そのため、細孔径は3~6μmとし、膜厚が多少厚くなって初期圧力損失が高まろうとも滑らかな膜表面を形成する方がよいと考えられる。

(3) フィルタの通気性能の変化を評価するには、逆洗後のベースライン圧力損失から未使用時の圧力損失を引いた付加分に着目し、これを粘度、流速で割った付加圧力損失係数を用いるのがよい。この係数によって、試験条件等の見かけの影響を除いて目詰りの程度を比較することができる。

(4) 付加圧力損失係数は逆洗回数に対して両対数紙上ではほぼ直線関係にあり、これよりベースライン圧力損失の上昇を予測する実験式を導いた。またこの式を用いて、フィルタの耐久性を評価する手法を考案した。

Nomenclature

C	: Inlet dust concentration	[kg/m ³]
D_f	: Average pore diameter at filter surface	[m]
D_p	: Dust particle diameter	[m]
K	: Additional pressure loss coefficient	[m ⁻¹]
L	: Cumulative filtration time	[s]
N	: Number of cleaning cycle	[-]
P	: Pressure	[Pa]
Q	: Volume flow rate entering filter	[m ³ N/h]
r	: Empirical exponent	[-]
r_0	: Internal radius of filter tube	[m]
r_l	: External radius of filter tube	[m]
T	: Temperature	[K]
t	: Filtration time	[-]
u_f	: Face velocity	[m/s]
u_r	: Cleaning gas velocity at external surface of filter	[m/s]
x	: Thickness of filter element	[m]
ΔP	: Pressure loss	[Pa]
ΔP_0	: Pressure loss in new filter element	[Pa]
ΔP_{ad}	: Additional pressure loss in filter	[Pa]
ΔP_d	: Pressure loss in dust layer	[Pa]
ΔP_L	: Pressure loss in filter after cleaning	[Pa]
ΔP_{max}	: Maximum pressure loss before cleaning	[Pa]
Δt	: Cleaning interval	[s]
κ_f	: Permeability	[m ²]
κ_{f0}	: Permeability of new filter	[m ²]
μ	: Viscosity	[Pa · s]

References

- 1) Ciliberti,D.F.: DOE/METC-85/3, DE85001954,121-133 (1985)
- 2) Ciliberti,D.F., J.H.Meyer, D.Westervelt, T.Anestis and R.J.Dellefield: DOE/METC-87/6079, DE87006495, p.279-288 (1987)
- 3) Lippert, T.E., D.F. Ciliberti, E.K.Reinhardt, O.J. Tassicker and S.G. Drenker: EPRI CS-4382 Topical Report (1986)
- 4) Lippert, T.E., D.F. Ciliberti, O.J. Tassicker and S.G. Drenker: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.215-231, Pergamon Press (1986)
- 5) Schmidt, D., R. Schulz and J. Bender: "Gas Cleaning at High Temperatures," p.245-262, Pergamon Press (1986)
- 6) Reinhardt,E.K.: Pressurized Fluidized-Bed Combustion, Milwaukee (1986)
- 7) Hindy, K.T.: *Atmospheric Environment*, 20, 8, p.1517-1521 (1986)
- 8) Tatani, A., M. Suzuki, T. Sera and S. Onishi: *Proc. Int. Conf. Power Engineering -97*, p.345-349 (1997)

第6章 フィルタの燃焼再生

6.1 緒言

我が国のIGCCのガス精製温度は、主として配管などの材料問題から670 K前後に設定され、圧力の決定はガス化圧力に依存して2.5MPaで設計されている。この温度域では、加圧流動床燃焼(PFBC)などの高温集塵(1123K)で最近問題視されているセラミック材料の劣化^{1,2,3)}は小さく、フィルタの耐久性は主として目詰まりに依存すると考えられる。このIGCCでは、空気吹き噴流床(Entrained bed)炉をガス化炉の有力候補としているが、これにセラミックフィルタを適用した場合、捕集ダストによる圧損上昇が速いことが特徴として挙げられる。この原因はダストである石炭チャーに微小粒子が多く含まれるためと考えられ、フィルタの目詰まりを防止するため、表層を微細孔層とした複層フィルタの採用、集塵流速を低く抑えること、逆洗力を高めることなどの対策がとられている。

石炭チャーは第2章で述べたように、未反応の残炭粒子と揮発分などから粒子転換した微小粒子の二峰性の粒径分布を持つ。微粒子は大部分がカーボンブラックであり、石炭中の灰分は大部分が粗粒子側に含まれると考えられる。従ってフィルタ表面のポアサイズをある程度小さくしておけば、灰分のフィルタ内の侵入は防止でき、また微小炭素粒子がフィルタ内に侵入し、逆洗によって除去できなくなったとしても、燃焼させて除くことで、フィルタの透過性能の回復が可能と考えられる。ただしフィルタ表面に灰分が残留するので、その影響について検討する必要がある。またその際の燃焼温度は、燃焼再生法の実用化にあたって最も重要な問題で、集塵装置の仕様内で再生できることが必要条件である。再生温度が高ければ、装置に特殊な材料を必要としたり、フィルタの取付け方法の変更が必要となる場合がある。あるいは再生時にいちいちフィルタを取り外すことになって、実用性が低下してしまう。そこで本研究において、石炭チャーの着火特性、フィルタの繰り返し再生について実験的検討を行った。

6.2 実験装置および方法

6.2.1 石炭チャーの着火特性

石炭チャーの着火特性を調べるため、Fig. 6.1に示す装置を用いてチャー層内の温度変化を調べた。目皿にチャーを篩いで約0.5g充填し、電気炉内に置いて炉内の温度を3~4K/minの速度で昇温する。チャー層内に炉内空気を吸引した場合(空塔

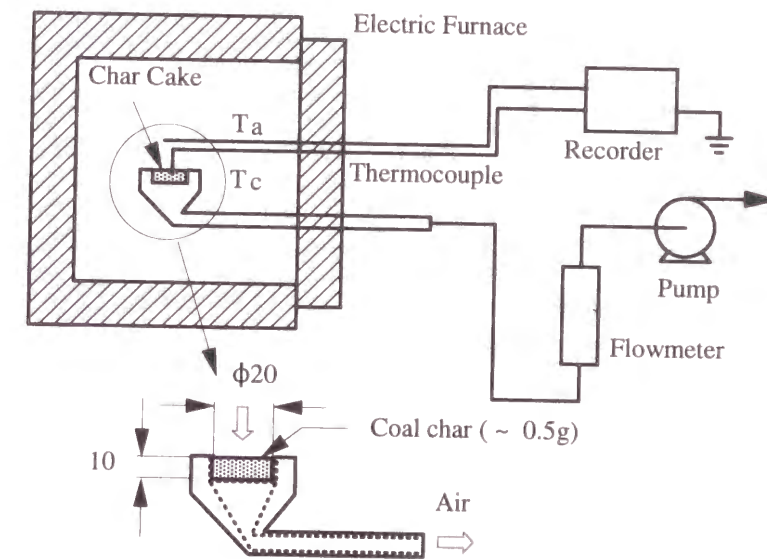


Fig. 6.1 Test apparatus measuring ignition temperature of coal char

速度3cm/s)と吸引しない場合の2通りについて、空気とチャー層内の温度変化を熱電対で測定する。その温度変化の一例をFig. 6.2に示すが、空気温度とともにチャー層内の温度も上昇し、やがて層内から発熱が始まる。次いでチャーの燃焼が起こり、温度が急上昇する。チャーの燃焼が終了すると、温度は再び空気温に等しくなる。発熱開始後と燃焼開始後の温度上昇曲線の接線を引き、両者の交点を着火温度(T_i)と定義した。

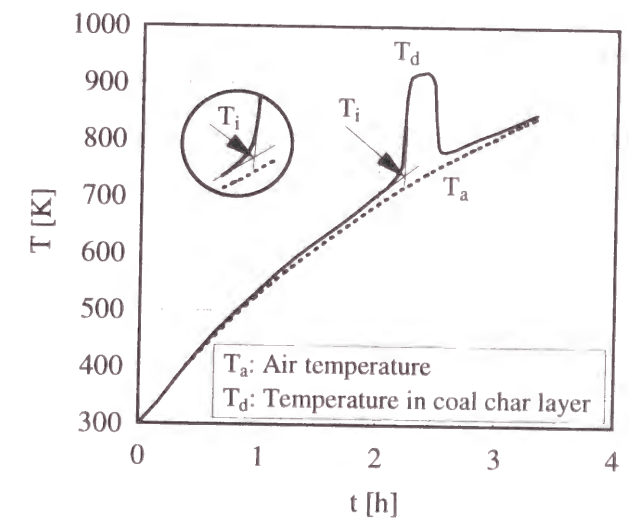


Fig. 6.2 Pattern of temperature increase during Plateau char combustion ($u_r = 0.03$ m/s)

6.2.2 フィルタの燃焼再生

フィルタを長期間使用すると、逆洗後もフィルタ表面に残留するチャーが増加したり、あるいはフィルタ内へ微粒子が侵入することによって逆洗直後のベースライン圧力損失が上昇してゆく。これを回復するため、逆洗後も残留するチャーの燃焼除去を行った。使用したフィルタは日本ガイシ(株)製のSiCキャンドルフィルタで、平均の細孔径 160 μ mの基材上に細孔径6 μ m、厚さ100 μ mの膜を形成した複層構造のフィルタである。Fig. 6.3に実験装置を、試験条件をTable 6.1に示す。集塵容器底部にガラスビーズ (0.33mm ϕ)とチャーを混合した流動床を形成し、飛散したチャーをフィルタで捕集する。フィルタの圧力損失が20kPaに達したときにクリーン側に圧縮空気を噴射し、捕集ダストの払い落としを行う。払い落とされたチャーは再び流動層から飛散し、フィルタに捕集される。集塵流速は、フィルタの目づまりを加速するため10cm/sと過大な値に設定した。また逆洗ガスのフィルタ濾過面での流速は20cm/sとしており、集塵流速が数cm/sと低ければ十分な逆洗効果が得られる値である。集塵、逆洗を300回繰り返した後フィルタを取り外し、残留チャーが脱離しないように再生容器に移す。再生容器を外部加熱すると同時にフィルタ内側から高温空気を送り、残留チャーを燃焼除去する。フィルタ濾過面における再生用空気の流速は、再生回数10回までは3cm/sとし、それ以降は1cm/sと

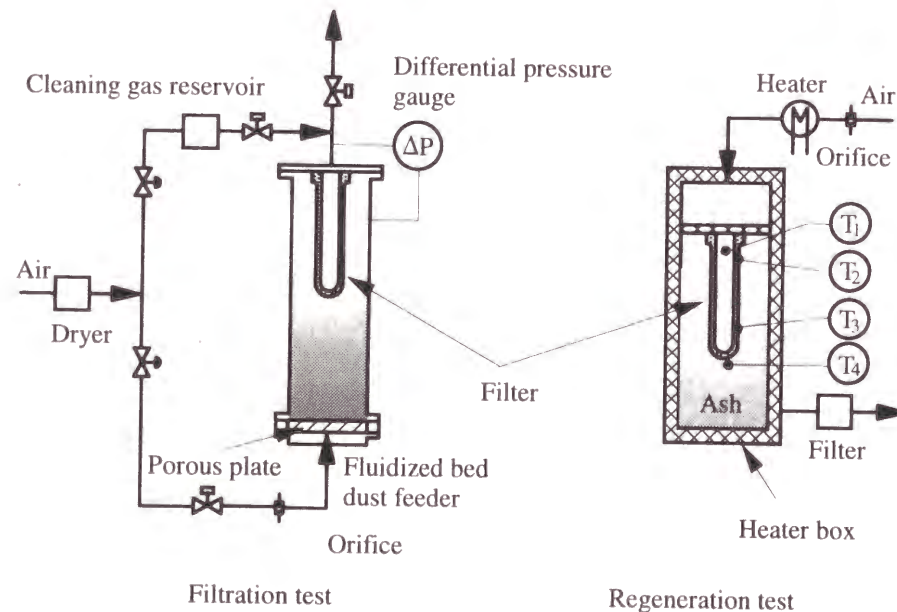


Fig. 6.3 Filter recycle test apparatus

して、再生空気流速の効果を調べた。再生空気の温度は、石炭チャーの着火温度に基づき、ほとんどのチャーが着火する720-770Kの範囲に制御した。再生時の温度変化は、Fig. 6.3中に示すように、フィルタ内側の空気T₁、フィルタ上部集塵面T₂、フィルタ下部集塵面T₃、フィルタ外部空気T₄の4点を計測した。再生時間は約30分であり、終了後、集塵容器にフィルタを戻し、再び集塵操作に復帰させる。流動床のガラスビーズとチャーは、逆洗サイクル300回毎に、すべて新しいものに取り替えた。使用したチャーは、実際の噴流床ガス化炉で生成したもので、ガス化炉サイクロン後流のセラミックフィルタで捕集したShenmu炭のチャーである。これを本来のサイクロン通過チャーに近づけるため、粉碎して粒径を小さくした。

Table 6.1 Test condition for filter recycle use

Filter	SiC membrane filter		
	Size	D_i : 0.03 m, D_e : 0.06 m, L : 0.27 m	
	Average pore size	6×10^{-6} m (surface)	
Dust	Coal char	Dp_{50}	4×10^{-6} m (by Microtrac) 9×10^{-6} m (by Andersen stack sampler)
Filtration	Temperature	T	298 K
	Face velocity	u_f	0.1 m/s
	Dust concentration	C	0.0079 kg/m^3_N
Cleaning	Cleaning velocity	u_r	0.2 m/s
	Pressure loss before cleaning	ΔP_{max}	2×10^4 Pa
Regeneration	Air temperature	T_a	723 ~ 773 K
	Face velocity	u_c	0.03 m/s ($n < 3000$), 0.01 m/s ($N \geq 3000$)
	Regeneration time	Δt_c	30 min

6.3 実験結果および考察

6.3.1 石炭チャーの着火温度

テストしたチャーの性状と着火温度をTable 6.2に示す。チャーの性状はガス化条件やプラントの運転状態によって大きく変化するので、ここでの性状は一例にすぎない。チャーの捕集位置は、Ulan以外はガス化炉チャー回収サイクロンであ

り、Ulanではその後流のセラミックフィルタである。Ulanの粒径が他とあまり変わらないのは、試験時にサイクロンが不調であり、粗粒子がサイクロンを通過しセラミックフィルタで捕集されたためである。Table 6.2より分かるように、石炭チャーの着火温度は670K前後であり、IGCCの集塵温度と同程度である。チャー層内に空気を透過させると着火温度が低くなる傾向にあるが、9cm/sまで上げて3cm/sの場合と着火温度はほとんど変わらず、流速を余り大きくしても効果はなかった。また燃焼中には温度が上昇するが、チャーの量が少なければ温度上昇は小さくなる。フィルタ捕集チャーはサイクロン捕集チャーよりも粒径が小さくなるので、着火温度も低くなると予想されるため、燃焼再生の実現性が大きいと考えられる。実際、フィルタの燃焼再生テストに用いたShenmu炭の粉碎チャーでは、空気透過のある場合の着火温度は653Kであり、サイクロン捕集チャーに比べ約50K低下していた。なお、石炭チャーはここではIgnition lossと灰分を加えたものからなるが、Ignition lossには炭素以外に揮発分、燃焼性硫黄を含む。Table 6.2に示したサンプルに含まれる揮発分の分析は行っていないが、別途実施したチャーの分析では、炭種によって異なるものの、水素、窒素、酸素、燃焼性硫黄でチャー全体の数%となることが多い。

Table 6.2 Ignition temperature of coal char

		Coal bland							
		Coal Valley	Shenmu	Wambo	Blair Athol	Moura	Plateau	Ulan	Taiheiyao
Dp ₅₀ [*]	[10 ⁻⁶ m]	17	17	21	21	37	20	21	21
T _i [K] at	u _c =0 m/s	721	714	739	646	729	711	724	667
	0.03 m/s	712	707	729	636	718	715	714	658
Ignition loss	(%)	52.5	74.2	77.9	70.4	76.8	84.4	64.3	61.0
Carbon	(%)	48.9	65.5	69.1	61.5	70.8	75.5	56.7	54.9
Tar	(%)	1.19	1.14	0.81	0.52	0.33	1.09	0.38	2.18
Ash	(%)	47.5	25.8	22.1	29.6	23.2	15.6	35.7	39.0
Position		CY**	CY	CY	CY	CY	CY	PF***	CY

*:Measured with dry sieve and Microtrac, **: Char recovery cyclone, ***:Porous ceramic filter

6.3.2 フィルタの燃焼再生

フィルタ再生中の各部の温度をFig. 6.4に示す。再生容器を外部加熱しているため、フィルタ外部の温度T₄が最も高くなっている。フィルタ表面の温度は、残留ダストが少ないため空気温度にほぼ等しく、過大な温度上昇はみられない。従って、余分なチャーの堆積を避ければ、チャー燃焼中の過大な温度上昇は防げると考えられる。

Fig. 6.5には再生前後のフィルタの外観を示すが、再生後

にはフィルタを覆っていた炭素分がほぼ完全に除かれ灰分のみが残留する。チャーの着火温度以上で再生を行えば、ほとんど完全に未燃炭素分を除去でき、なおかつ温度が再生空気温度と同程度にコントロールできるのは大きな利点である。また残留灰分はブラシなどで容易に除去でき、その場合フィルタのベース圧力損失は未使用時の値に近づく。しかしながら、再生の度に残留アッシュを払い落とすことは実用的ではないため、アッシュを残したまま集塵操作に復帰させた。

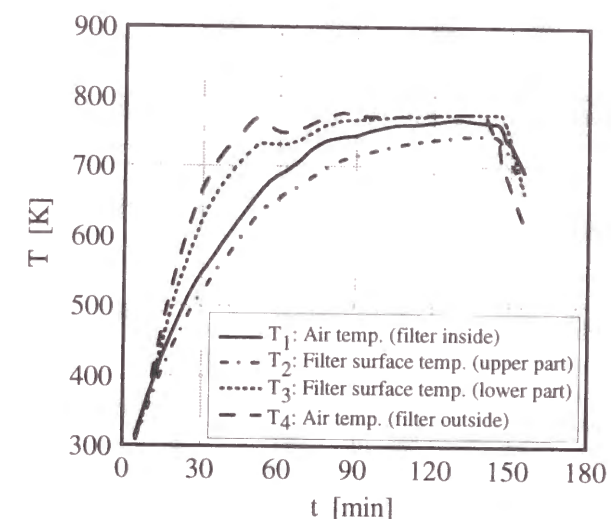
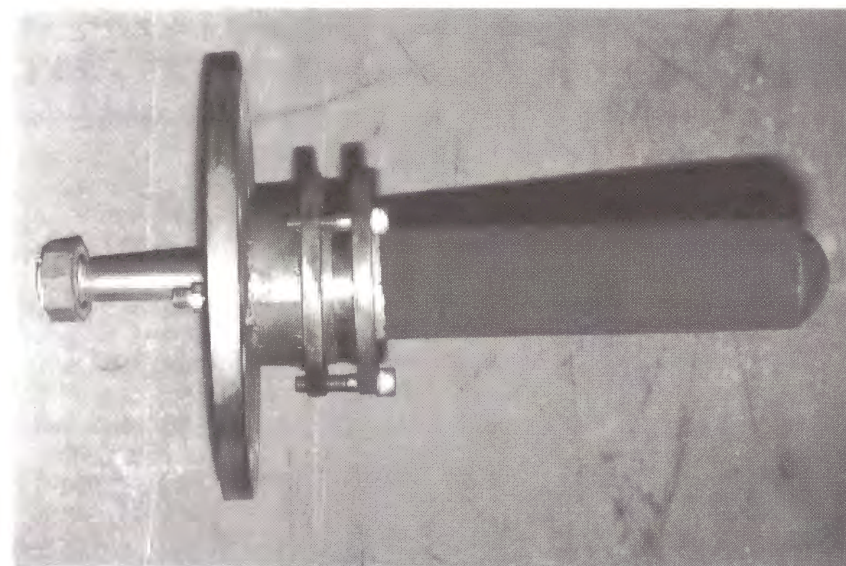
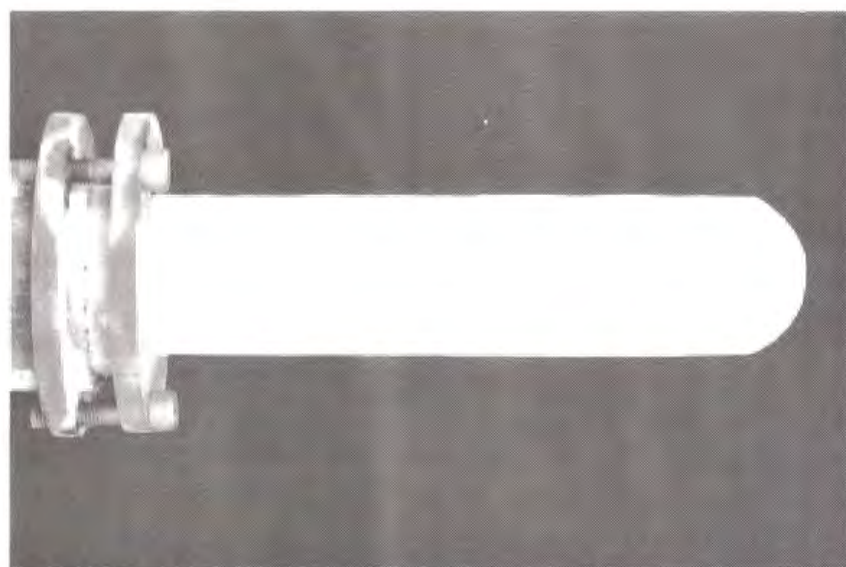


Fig. 6.4 Temperature change during regeneration



Before regeneration



After regeneration

Fig. 6.5 External appearance of filter before and after regeneration

Fig. 6.6には試験に用いたチャー、および再生後にフィルタ上に残留した灰の粒径分布をLeeds&Northrup社製Microtrac Model 7991-3で測定した結果を示す。平均粒径は残留灰の方がやや小さくなっており、炭素含有率から考えて妥当な変化であると考えられる。また同図には集塵容器内に飛散しているチャーの粒径分布をAndersen Stack Sampler (ASS)で測定した結果を示す。等速吸引ができないので測定精度上の問題はあるが、集塵容器内のチャーは凝集体であり、Microtracで測定された粒径より大きくなっていると考えられる。

フィルタの再生繰り返しにおけるベースライン圧損の変化をFig. 6.7に示す。逆洗から次の逆洗までの間隔は徐々に短くなっていくが、おおよそ10分程度であった。集塵、逆洗を繰り返すとベースライン圧損は上昇し、再生すると低い値に回復している。また再生を繰り返しても、残留アッシュが蓄積されてフィルタの濾過特性に影響を与えることはないことが分かる。むしろ再生を繰り返した方が目づまりによるベース圧損の上昇が小さくなっており、残留アッシュが目づまりを抑制する効果を有するようにみえる。逆洗回数3000回以降で再生空気流速を

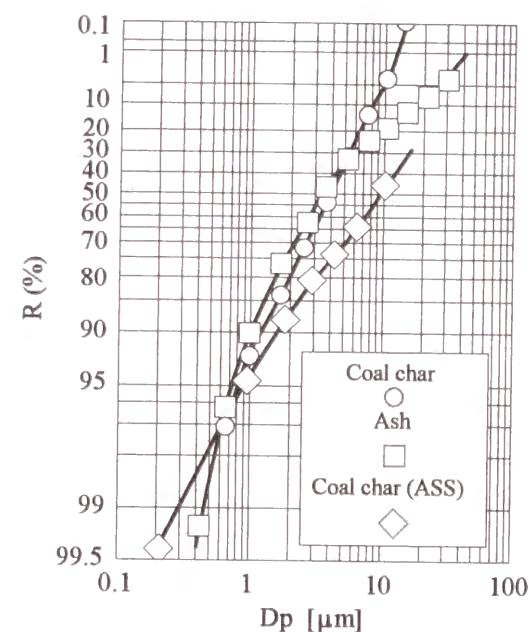


Fig. 6.6 Cumulative size distributions of coal char used for filtration test and residual ash on filter surface after regeneration

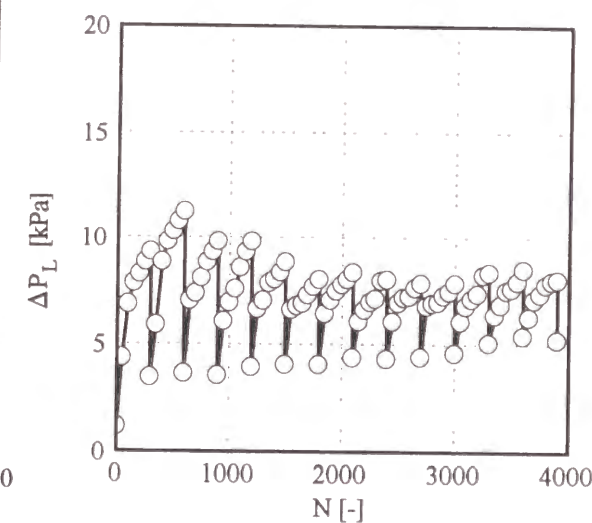


Fig. 6.7 Change of baseline pressure loss of filter in recycle test

3cm/sから1cm/sに下げたところ、ベースライン圧損がやや増加する傾向がみられた。これは再生中にフィルタ上に残留する灰が増えるためと考えられるが、この程度では特に問題とはならず、空気流速はあまり大きなファクターではないことが分かる。以上のことから燃焼再生によって、フィルタの耐久性が大幅に向上できる可能性があることが判明した。

6.4 本章の結論

石炭ガス化複合発電に使用するセラミックフィルタの耐久性向上を図るため、燃焼再生法の検討を行い、以下の知見を得た。

1) 石炭チャーの燃焼は773K以下で始り、チャーの量が少なければ燃焼中も773K以下に制御できる。これは集塵装置の仕様からみて重要な利点であり、フィルタを装置内に取付けたまま再生可能であることを意味する。

2) フィルタの燃焼再生によって、目づまりからの回復が可能である。さらに再生を繰り返すことによって耐久性を大幅に向上できる可能性が示された。また再生後の残留アッシュは目づまりを抑制する可能性があり、除去する必要がない。これはフィルタを装置に取付けたまま再生するに当って、重要な点であり、燃焼再生法が簡便で実用性が見込めることが判明した。

Nomenclature

C	: Dust concentration	[g/m ³]
D_i	: Internal diameter of filter	[m]
D_e	: External diameter of filter	[m]
Dp_{50}	: Mass median diameter	[m]
L	: Filter length	[m]
N	: Number of filter cleaning	[-]
P	: Pressure	[Pa]
T	: Temperature	[K]
T_1	: Air temperature at filter inside	[K]
T_2	: Temperature of filter upper surface	[K]

T_3	: Temperature of filter lower surface	[K]
T_4	: Air temperature at filter outside	[K]
T_a	: Temperature of regeneration air	[K]
T_c	: Temperature of coal char	[K]
T_i	: Ignition temperature	[K]
u_c	: Superficial velocity of air through dust cake	[m/s]
u_f	: Filtration face velocity	[m/s]
u_r	: Cleaning face velocity	[m/s]
ΔP_{max}	: Pressure loss before cleaning	[Pa]
ΔP_L	: Base line pressure loss	[Pa]
Δt_c	: Regeneration time	[min]

References

- 1) A DOE Newsletter, DOE/FE-00103/103, 8-11, April 1 (1993)
- 2) Semler, C.E. and W.T. Bakker: *Proceedings of the 12th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, vol.2, 1259-1264 (1993)
- 3) Valentino, K.R., N.R. Brown, J.J. Brown Jr. and W.T. Bakker: *Proceedings of the 12th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, vol.2, 1375-1384 (1993)

第7章 結 論

エネルギー効率の向上を目指してガス精製の高温化が進められる中で、高温集塵は石炭ガス化複合発電、加圧流動床燃焼複合発電などの次世代発電技術のみならず、製鉄、化学産業においても今後ますます重要となるキーテクノロジーの一つと考えられる。この中で多孔質セラミックスを利用したフィルタは高温集塵の中核となるもので、圧力損失、払い落とし、耐久性は集塵技術の開発に当たって解決すべき重要課題となっている。

本論文はこれらの課題に関して、石炭ガス化複合発電プロセスに適用されるセラミックフィルタを用いた高温高圧集塵についてまとめたものであり、各章毎に得られた成果は以下の通りである。

第1章では高温集塵に係わる技術開発動向について、石炭ガス化、および加圧流動床燃焼を中心に取りまとめた。これらのプロセスにおける高温集塵は、ガスタービン保護を主目的としており、集塵性能として出口のダスト濃度を $5\sim 10\text{mg/m}^3$ 以下とすることが多く、当初は慣性分離、電気集塵、濾過集塵などのほとんどの方式の検討がなされた。現在ではサイクロンを前置集塵として、精密集塵にセラミックフィルタを採用したものが多く、短期的には十分な性能が得られている。しかしながら設計の最適化は未だ研究中であり、多様な仕様のフィルタが現れるようになって、設計手法の確立とフィルタの信頼性の向上はますます重要となっている。またセラミックフィルタの主として割れによるトラブルが完全に解決されないことから、一部では粒子充填層が見直されているが、粒子充填層への関心を再び高めるには、単なる集塵装置としてではなく脱硫、脱硝、脱塩などの機能を加えたハイブリッド化が不可欠と考えられる。

第2章では、セラミックフィルタの適用対象である石炭ガス化ガスに含まれるダストの性状とその圧力損失への影響を明らかにした。フィルタ入り口でのダスト濃度をon-lineでモニターした結果、ダスト濃度は変動していることが多く、その原因の多くはチャー回収系によるものであった。この濃度変動は同時にダスト性状の変化をもたらし、結果としてフィルタの圧力損失には濃度変動の影響は強く現れない。ダスト性状とフィルタの圧力損失の関係を定量的に評価した結果、サイクロンを前置集塵装置とした場合には、フィルタに流入するダスト濃度を低下させてもダストの比表面積の増加をもたらし、フィルタの負荷低減にはつながらないことを示した。また石炭チャーの粒径分布が二峰性で、大粒径側が微粉炭の未反応残渣であるのに対し、微粒子はほとんどがカーボンブラックであり気相から

の粒子転換を通して生成したサブミクロン以下の粒子と考えられること、さらにフィルタの圧力損失にはその微粒子の影響が大であることを明らかにした。

第3章ではセラミックフィルタの逆洗についてoff-lineとon-line方式の比較を中心に考察した。一般に、フィルタ上に堆積したダスト層は逆洗時にダスト層に働く応力によって脱離すると説明されるが、実際にこの概念を逆洗システムの設計に取り入れることは困難で、フィルタの逆洗効果を上げるには逆洗流速の増加が効果的であること、またその評価は長期の逆洗サイクルを経てなされるものであることを示した。次に、逆洗時に集塵装置内で圧力損失および集塵流速の変動が生じるため、そのシミュレーションを行い実験結果との比較により検証した。さらにその手法を用いて、集塵装置の圧力損失の変動について論じ、その低減にはoff-line逆洗よりもon-lineパルスジェット逆洗が優れており、ジェットの噴射時間を短くすること、および逆洗前の集塵差圧を低く抑えることが有効であること、また過剰な逆洗は圧力変動を増大させることを明らかにした。

第4章ではフィルタ内の流れについて解析し、次いでパルスジェット逆洗の解析法を提示した。セラミックフィルタ内の逆洗圧力は中心軸方向に沿って分布が生じ、フィルタ先端で高まる。その原因は、逆洗ガスの流出によってフィルタ先端での軸方向流速の低下と、それに伴う動圧から静圧への変化として説明できること、およびその解析には摩擦係数の考慮が不可欠であることを示した。次にパルスジェット方式ではジェット流入部で圧力が低下し逆洗圧が得られないこと、そのためフィルタにベンチュリあるいは不透過のパイプなどの設置が必要であること、さらに適当なスロート径の拡大縮小管を用いれば逆洗圧の最大値が得られることを示した。またフィルタの目詰りが進めば、逆洗差圧は大きくなるが逆洗流速は減少し、逆洗差圧からだけでは逆洗効果を判定できないこと、逆洗前差圧が大きいと逆洗圧が低下することを実験並びに解析によって示した。この解析手法を用いることで、パルスジェット逆洗システムの適切な設計が可能となると考えられる。

第5章では、フィルタの耐久性を評価する手法について考察した。400℃クラスの集塵温度では、フィルタの耐久性は目詰りに左右されることが考えられる。そこで目詰りによる圧力損失の増加分に着目し、それが流速に比例するため、その比例係数を用いてベースライン圧力損失の増加を評価した。フィルタの目詰りの抑制には逆洗流速を大きくすること、表層の細孔径を $10\mu\text{m}$ 以下とすること、集塵流速を大きくしないことが重要であることを示した。またフィルタ濾過面の清掃によってフィルタの再使用が見込めること示した。さらにフィルタのベースライン圧力損失の上昇分が実験的に両対数座標上で直線で近似できることから、長期の

ベースライン圧力損失をある程度予測できることを示し、その結果を用いてフィルタの寿命評価を行う手法を提案した。

第6章ではフィルタの寿命を延長するため、石炭チャーの燃焼特性に着目し、残留チャーの燃焼開始温度が500℃以下であること、またフィルタ上に残留する量が少ないので燃焼中の温度も500℃以下に制御できることを示した。さらに残留チャーを焼却除去するフィルタの繰り返し再生を行った結果、再生フィルタの圧力損失は十分低減し、燃焼再生が実用的な手法であることを明らかにした。

本研究で得られた一連の成果は、多孔質セラミックフィルタを用いた高温集塵の実用化にあたって、その適切な設計法、運転法の確立に資するものであり、我が国の石炭ガス化複合発電における乾式ガス精製の実用化に貢献すると確信するものである。

Appendix-A 捕集ダスト層の圧力損失上昇

微小時間 dt の間にフィルタ上に堆積するダスト層厚を dr とすると、両者に次の関係が成り立つ。

$$2\pi r dr (1-\varepsilon) \rho_p = 2\pi r C_a u_f dt \quad (A-1)$$

従って

$$\frac{dr}{dt} = \frac{C_a u_f}{(1-\varepsilon) \rho_p} \quad (A-2)$$

ここで厚みが dr 増加することによる圧力損失は、Kozeny-Carman式を用いると

$$d\Delta P = 5 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} S_v^2 \mu u_f dr \quad (A-3)$$

(A-2)、(A-3)より

$$\frac{d\Delta P}{dt} = 5 \frac{\mu}{\rho_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} S_v^2 C_a u_f^2 \quad (2-5)$$

Appendix-B 逆洗時の集塵装置内の圧力上昇

R をガス定数とすると気体の比熱、および状態方程式から

$$C_p = \frac{\kappa}{\kappa-1}RT, \quad C_v = \frac{1}{\kappa-1}RT, \quad P = \rho RT$$

この関係を用いると、Eq.(3.11)の左辺は、

$$\frac{d}{dt}(\rho C_v T V) = \frac{V}{\kappa-1} \frac{dP}{dt} \quad (B.1)$$

Eq.(3.11)の右辺について、

$$\rho Q(C_p T_0 + \frac{1}{2}u_0^2) = \frac{\kappa}{\kappa-1}PQ + \frac{1}{2}\rho Q u_0^2 \quad (B.2)$$

$$\rho_{rj} u_{rj} A_j (C_p T_r + \frac{1}{2}u_{rj}^2) = \frac{\kappa}{\kappa-1}P u_{rj} A_j + \frac{1}{2}\rho_{rj} u_{rj}^3 A_j \quad (B.3)$$

$$\sum_{i \neq j} \{ \rho u_{fi} A_i (C_p T + \frac{1}{2}u_{fi}^2) \} = \sum_{i \neq j} \{ \frac{\kappa}{\kappa-1} P u_{fi} A_i + \frac{1}{2} \rho u_{fi}^3 A_i \} \quad (B.4)$$

従って

$$\begin{aligned} \frac{V}{\kappa-1} \frac{dP}{dt} = & \frac{\kappa}{\kappa-1} P Q + \frac{1}{2} \rho Q u_0^2 + \frac{\kappa}{\kappa-1} P u_{rj} A_j + \frac{1}{2} \rho_{rj} u_{rj}^3 A_j \\ & - \sum_{i \neq j} \{ \frac{\kappa}{\kappa-1} P u_{fi} A_i + \frac{1}{2} \rho u_{fi}^3 A_i \} \end{aligned} \quad (B.5)$$

これより次式を得る。

$$\frac{dP}{dt} = \frac{1}{V} [\kappa P (Q + u_{rj} A_j - \sum_{i \neq j} u_{fi} A_i) + \frac{\kappa-1}{2} (\rho Q u_0^2 + \rho_{rj} u_{rj}^3 A_j - \sum_{i \neq j} \rho u_{fi}^3 A_i)] \quad (3.12)$$

Appendix-C パルスジェット 逆洗の逆洗差圧

(I) 近似計算

逆洗差圧はフィルタ内の流れを考慮する必要があるが、フィルタが内径に対して極端に長くない場合、またフィルタの抵抗が大きい場合は簡単な計算で逆洗圧が計算できる。この場合、フィルタ軸方向の逆洗流の分布は一様と近似できて、

$$\Delta P_r = k_r u_r \quad (C.1)$$

ジェットと同伴流の運動量を考え

$$M = w_n u_n + P_n A_n + P_e (A_t - A_n) = W U_t + P_t A_t \quad (C.2)$$

ここで $\Delta P = P_r - P_e$ を用いて、 M を次のように書き直す。

$$\bar{M} = w_n u_n + (P_n - P_e) A_n = W U_t + \Delta P A_t \quad (C.3)$$

逆洗流はフィルタ内に流入しながら圧力上昇 ΔP を得る。その上昇分が集塵差圧を上回り、かつ逆流を生じるだけの圧力差を得て初めて逆洗が可能となる。従って圧力上昇分は集塵差圧 ΔP_f 、逆洗差圧 ΔP_r 、及び入口部の抵抗による損失 ΔP_t からなり、

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_r + \Delta P_t \quad (C.4)$$

またフィルタ入口の損失は通常は無視できるものであるが、オリフィス等の流量計を設置する場合は次式で近似する。

$$\Delta P_t = c_d \rho_t U_t^2 \quad (C.5)$$

ここでエネルギー保存の式Eq.(4.20)を用いると、同伴流量 w_e とジェット流量 w_n の比 η は次式を解くことで求められる。

$$(\eta + \frac{e_n}{e_e})[(\eta + 1)(c_d + 1) + \frac{A_t}{w_n} k_r]^2 - \frac{\alpha}{e_e w_n^2} (\eta + 1) - \frac{\beta}{e_e w_n^3} = 0 \quad (C.6)$$

$$\alpha = (\bar{M} - A_t \Delta P_f) \left[\frac{\kappa}{\kappa - 1} (c_d + 1) A_t P_e + \left(\frac{\kappa}{\kappa - 1} c_d + \frac{1}{2} \right) \bar{M} + \frac{\kappa + 1}{2(\kappa - 1)} A_t \Delta P_f \right]$$

$$\beta = \frac{\kappa}{\kappa - 1} A_t k_r (\bar{M} - A_t \Delta P_f) (A_t P_e + \bar{M})$$

(2) フィルタ内の流れ

吸引比率 η を仮定するとディフューザ入口の状態量は

$$W = (1 + \eta) w_n \quad (C.7), \quad \rho_{ti} = \frac{W}{U_{ti} A_t} \quad (C.8), \quad P_{ti} = \frac{M - W U_{ti}}{A_t} \quad (C.9),$$

$$T_{ti} = \frac{P_{ti}}{\rho_{ti} R} \quad (C.10), \quad M_{ti} = \frac{U_{ti}}{\sqrt{\kappa R T_{ti}}} \quad (C.11)$$

次にディフューザ内をFanno流れとして出口の状態量を添え字 to で表すと

$$4f \frac{L_t}{D_t} = \frac{1}{\kappa} \left(\frac{1}{M_{ti}^2} - \frac{1}{M_{to}^2} \right) + \frac{\kappa + 1}{2\kappa} \ln \left[\frac{M_{ti}^2 (\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}{M_{to}^2 (\kappa - 1) M_{ti}^2 + 2} \right] \quad (C.12)$$

これよりスロート出口のMach数 M_{to} を求め、次式でスロート出口の状態量が求まる。

$$\frac{P_{to}}{P_{ti}} = \frac{M_{ti}}{M_{to}} \sqrt{\frac{(\kappa - 1) M_{ti}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}} \quad (C.13)$$

$$\frac{\rho_{to}}{\rho_{ti}} = \frac{U_{ti}}{U_{to}} = \frac{M_{ti}}{M_{to}} \sqrt{\frac{(\kappa - 1) M_{ti}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}} \quad (C.14)$$

$$\frac{T_{to}}{T_{ti}} = \frac{(\kappa - 1) M_{ti}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2} \quad (C.15)$$

次にディフューザ出口の拡大管内を等エントロピー流れとして、拡大管出口の状態量を添え字 i で表すと

$$\frac{A_i}{A_t} = \frac{M_{to}}{M_i} \left[\frac{(\kappa - 1) M_i^2 + 2}{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2} \right]^{\frac{\kappa + 1}{2(\kappa - 1)}} \quad (C.16)$$

これより M_i を求め、次式で状態量を得る。

$$\frac{P_i}{P_{to}} = \left[\frac{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_i^2 + 2} \right]^{\frac{\kappa}{\kappa - 1}} \quad (C.17)$$

$$\frac{\rho_i}{\rho_{to}} = \left[\frac{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_i^2 + 2} \right]^{\frac{1}{\kappa - 1}} \quad (C.18)$$

$$\frac{T_i}{T_{to}} = \frac{a_i^2}{a_{to}^2} = \left[\frac{(\kappa - 1) M_{to}^2 + 2}{(\kappa - 1) M_i^2 + 2} \right] \quad (C.19)$$

$$u_i = a_i M_i \quad (\text{C.20})$$

ここで M_i 、 P_i 、 ρ_i 、 T_i はフィルタ入口の状態量であり、Eqs.(4.5)～(4.7)の初期値となる。Eqs.(4.5)～(4.7)に従って流れ方向に u 、 P 、 ρ を積分し、先端で境界条件と一致するような η を求めればフィルタ内の流れが得られる。

【本研究に関連する既発表論文】

1. 牧野尚夫, 伊藤茂男, 木本政義, "荷電粒子充填層集塵器の集塵性能," 粉体工学会誌, **31**, 6, p.402-408 (1994) (第1章の一部に相当)
2. Shigeo Ito, Takashi Tanaka and Satoshi Kawamura: "Filtration of Coal Derived Gases Using Porous Ceramic Filter," *Proceedings of 5th World Filtration Congress*, Vol.2, p.524-529 (1990) (第2, 3, 5章の一部に相当)
3. S. Ito, T.Tanaka and S.Kawamura: "Dust Properties and Cleaning Systems as factors in Pressure Loss of Hot Coal Gas Filtration," *Proceedings of Twelfth Annual International Pittsburgh Coal Conference*, p.379-384 (1995) (第2章の一部に相当)
4. 伊藤茂男, 田中隆, 河村敏, "石炭ガス化用セラミックフィルタの圧力損失に対するチャー回収サイクロンとダスト性状の影響," 粉体工学会誌, **33**, 7, p.547-552 (1996) (第2章の一部に相当)
(Translated paper)
S. Ito, T. Tanaka and S. Kawamura, "Dust properties and cleaning systems as factors in pressure loss of hot coal gas filtration," *Advanced Powder Technology*, **8**, 1, pp.53-63 (1997) (第2章の一部に相当)
5. S. Ito, T. Tanaka and S. Kawamura: "Variations of pressure loss and face velocity of ceramic candle filters in hot coal gas filtration," *Proceedings of China-Japan Symposium on Particuology*, p.115-120 (1996) (第3, 4章の一部に相当)
6. Shigeo Ito, "Pulse Jet Cleaning and Internal Flow in a Large Ceramic Tube Filter," *Proceedings of the Second International Symposium on Gas Cleaning at High Temperatures*, p.266-279 (1993) (第4章の一部に相当)

7. S.Ito, T.Nakayama, T.Tanaka and S.Kawamura: "Long Term Characteristics of Porous Ceramic Filter Applied to Hot Coal Gas Cleaning," *Proceedings of Second World Congress PARTICLE TECHNOLOGY*, part. IV, p.144-151 (1990)
(第5, 6章の一部に相当)
8. 伊藤茂男, 牧野尚夫, 田中隆, 河村敏, "ポーラスセラミックフィルタの耐久性評価手法に関する考察," *エアロゾル研究*, 5, 2, p.136-141 (1990)
(第5章の一部に相当)
9. 伊藤茂男, 河村敏, 小村重徳, "石炭ガス化チャーの集塵におけるセラミックフィルタの燃焼再生特性," *化学工学論文集*, 21, 2, p.265-271 (1995)
(第6章に相当)

謝 辞

本研究をまとめるに当たり、終始懇切なご指導と校閲の労をとって戴きました京都大学増田弘昭教授に心から感謝の意を表します。また本論文の作成にあたってご指導・ご助言を戴きました京都大学東谷公教授ならびに三浦孝一教授に厚くお礼申し上げます。

本研究は(財)電力中央研究所横須賀研究所において昭和61年度より実施したもので、研究を進めるにあたり、石炭ガス化プロジェクトチーム総括リーダーとして温かい励ましを戴いた千秋信一名誉特別顧問、所長としてご指導を戴いた尾崎勇造特別顧問、安芸周一特別顧問、宮岡貞隆特別顧問、吉田幸雄横須賀研究所長、ならびに副所長、上司としてご指導いただいた鈴木治朗氏、石川浩氏、浜松照秀横須賀研究所副所長、阿部俊夫研究コーディネータに深く感謝の意を表します。さらに直接の上司として、本論文に関する研究の推進と指導に当たられました瀬間徹横須賀研究所副所長、田中隆環境推進担当部長、牧野尚夫エネルギー化学部長には、終始厳しくも温かい励ましを賜り、感謝の念に絶えません。また佐藤幹夫発電プラント部長には、貴重なご助言、ご指導を賜りました。ここに、本論文をようやく完成できたことをご報告すると共に、心より御礼申し上げます。

乾式クリーンアップグループとして高温ガス精製の実験を行った渡辺正敏上席研究員、中山稔夫上席研究員、松田裕光氏、白井裕三氏、小林誠氏、九州電力(株)より電力中央研究所に出向されていた秋吉久士氏からは、高温集塵試験の遂行にあたって多大な協力を得られたことを記し、深く感謝いたします。山口哲正氏には、筆者が本論文の作成に没頭するあまり、他の業務をご負担いただくことになって、心よりお詫び申し上げます。また(株)テクノ・サービスの藤田彰彦氏からは、実験装置の運転、計測に際して多くの協力を戴き、厚く御礼申し上げます。さらに、第2章のTEMによる石炭チャーの観察は、(財)電力中央研究所粕江研究所岸田春雄客員研究員にお願いしたもので、ここに記して感謝の意を表します。

また、実験に使用したフィルタの一部は(株)日本ガイシからご提供いただいたもので、経修武ケミ機器部長をはじめ関係各位に厚く御礼申し上げます。

最後に、本研究の一部は(株)三菱重工業との共同研究において実施したものであり、河村敏氏、小村重徳氏をはじめ関係各位の方々に、改めて深く感謝の意を表す次第であります。